



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO PAULO
CAMPUS DIADEMA

FLAVIA LIE TAKEDA
KAMILA MORAES DA SILVA

ANÁLISE DA VIABILIDADE ECONÔMICA PARA
OBTENÇÃO DE EXTRATO DA CASCA DO JATOBÁ
UTILIZANDO EXTRAÇÃO SUPERCRÍTICA

DIADEMA

2020

FLAVIA LIE TAKEDA
KAMILA MORAES DA SILVA

**Análise da Viabilidade Econômica Para Obtenção de Extrato da
Casca do Jatobá Utilizando Extração Supercrítica**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado
como exigência parcial para obtenção do
título de Bacharel em Engenharia Química ao
Instituto de Ciências Ambientais, Químicas e
Farmacêuticas da Universidade Federal de
São Paulo – Campus Diadema.

Orientadora: Prof. Dra. Priscilla Carvalho Veggi

Coorientador: Prof. Dr. Rogério Scabim Morano

Dados Internacionais da Catalogação na Publicação (CIP)

Takeda, Flávia Lie

Análise da Viabilidade Econômica de um Processo de Extração com Fluido Supercrítico / Flávia Lie Takeda, Kamila Moraes da Silva.

– – Diadema, 2020.

60 f.

Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) - Universidade Federal de São Paulo - Campus Diadema, 2020.

Orientadora: Priscilla Carvalho Veggi

Coorientador: Rogério Scabim Morano

1. Extração Fluido Supercrítico. 2. Aumento de escala. 3. Avaliação Econômica. 4. Spray Dryer. 5. Liofilizador. I. Silva, Kamila Moraes da. II. Título.

Ficha catalográfica elaborada pela Biblioteca do Instituto de Ciências Ambientais, Químicas e Farmacêuticas, Campus Diadema da Universidade Federal de São Paulo, com os dados fornecidos pelo(a) autor(a)

**FLAVIA LIE TAKEDA
KAMILA MORAES DA SILVA**

**ANÁLISE DA VIABILIDADE ECONÔMICA PARA
OBTENÇÃO DE EXTRATO DA CASCA DO JATOBÁ
UTILIZANDO EXTRAÇÃO SUPERCRÍTICA**

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado como exigência parcial para
obtenção do título de Bacharel em
Engenharia Química, ao Instituto de
Ciências Ambientais, Químicas e
Farmacêuticas da Universidade Federal
de São Paulo – Campus Diadema.

Aprovado em: 13/10/2020

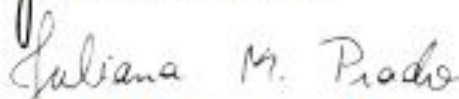
BANCA EXAMINADORA



Profa. Dra. Priscilla Carvalho Veggi
Orientadora



Profa. Dra. Juliane Viganó



Profa. Dra. Juliana Martin do Prado

Diadema (SP)
2020

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer os meus pais, Marta e Carlos, por todo o apoio e suporte que me deram ao longo dos anos, admiro muito vocês e quero que saibam que são meus exemplos da vida. Quero agradecer minha irmã, Júlia, também pelos momentos de descontração e parceria sempre. A minha madrinha e padrinho, Luci e João, que não estão mais com a gente, mas que sempre incentivaram os meus estudos e a seguir meus sonhos.

Obrigada aos amigos que fiz durante a faculdade, sem vocês esses anos não seriam os mesmos. Vocês são amigos valiosos que proporcionaram dias mais alegres e leves. Principalmente à turma 09 Integral por compartilharem momentos incríveis e inesquecíveis durante esses anos, que continuemos unidos como na graduação.

Agradeço aos meus orientadores, Priscilla e Rogério, muito obrigada por nos aconselhar e nos ensinar sempre. Obrigada pela disposição a nos ajudar com as dúvidas e direcionamentos em todos os momentos que acionamos vocês.

Agradeço também às entidades acadêmicas, EPEQ, CAUEQ e SCCUD que tive a oportunidade de participar, foram etapas muito importantes e essenciais na minha conquista e onde pude conhecer pessoas incríveis.

Agradeço à UNIFESP e aos docentes que tive possibilidade de ter aula por todos ensinamentos durante os anos.

Obrigada a todos os meus amigos e familiares por contribuírem direta ou indiretamente na minha formação. Obrigada pelo apoio e carinho.

Gostaria de agradecer especialmente à minha parceira de TCC, Kamila Moraes, obrigada por me acompanhar e me incentivar em todos os momentos e desafios que participamos juntas. Você me ajudou a me desenvolver tanto pessoal como profissionalmente. E espero levar nossa amizade para a vida toda.

Flávia Lie Takeda.

Gostaria de agradecer, em primeiro lugar, a minha mãe que trabalhou muito para permitir que eu tivesse a oportunidade de estar concluindo uma etapa tão importante. Eu tenho certeza que você deve estar cheia de orgulho. Muito obrigada por tudo que você ensinou para mim e para Lisa. Foi essencial para que nos tornássemos as mulheres que somos hoje. Quero agradecer também ao meu pai, que sempre torceu por mim e ajudou no que fosse possível. Sempre ajudando a ver a vida de um jeito mais leve. Ao meu padrasto, obrigada por todos os incentivos, suporte e carinho de sempre. E obrigada por tudo que você fez por nós e pela mamãe. À minha madrastra, agradeço por me incentivar a estudar, sempre buscando o melhor para mim e por todas as conversas que sempre tivemos. A minha irmã, obrigada por ser tudo que você é, pela paciência de cada dia e por me aguentar nos meus péssimos dias. Ao meu irmão, obrigada por todas as risadas e momentos de descontração.

A minha madrinha, um agradecimento mais que especial, obrigada por sempre estar do meu lado, sempre saber como me acalmar diante dos problemas e ter força para lutar contra eles. A sua sabedoria é inspiradora e obrigada por sempre me ajudar e escutar os meus desabafos, esse diploma é nosso. À minha tia Sandra, agradeço por ser essa mulher guerreira que resolve qualquer problema e que é uma inspiração para mim. Obrigada por toda a ajuda de sempre tia. A minha família como um todo, agradeço por sempre me apoiarem e torcerem por mim. Todos viram o quanto batalhei para entrar nessa faculdade e sempre me motivaram a lutar. Obrigada por sermos uma família tão unida. Aos meus primos, obrigada por todas as risadas e momentos bons que vivemos, sempre foi maravilhoso descontrair com vocês.

Um agradecimento especial ao Luan Fokin, que sempre me apoiou a ser uma pessoa melhor e me ensinou muitas coisas. Obrigada por ser tão maravilhoso e vivermos tantas coisas incríveis juntos.

À EQ09, muito obrigada, se não fôssemos uma sala tão unida e tão divertida a UNIFESP não teria a mesma graça. Passamos por muitas matérias difíceis e por outras dificuldades que se não fossem por uma turma tão boa, não sei como teria sido. Gostaria de usar esse espaço para agradecer às pessoas com que foram muito especiais para mim durante essa trajetória, entre elas estão Pedro Maia, Beatriz Castro, Ian Irizawa, Marcella Alencar, Patrícia Aquino, Bruna Couto, Viviane Gundes, Matheus Barone, Rodrigo Mocarzel, Evandro Varandas, Maurício Mateus.

Um outro obrigada especial aos meus amigos que me ajudaram a entender diversas matérias e tinham toda a paciência do mundo para explicar e foram essenciais para que eu pudesse chegar aqui, entre eles estão: Lucas Alves, Isabela Aline, Victor Albertini, Alexandre Akira.

Também não posso deixar de agradecer as entidades estudantis (EPEQ Jr. e CAUEQ) que participei que me fizeram crescer muito como pessoa. Obrigada a todas as pessoas com que tive a oportunidade de trabalhar e conhecer. Foram experiências enriquecedoras.

A todos os professores da UNIFESP, obrigada por tantos ensinamentos e por todo o suporte. Aos orientadores, Priscilla e Rogério, obrigada por tudo que vocês ensinaram nessa trajetória, foi muito bom todo o apoio que recebemos. Obrigada por sempre estarem dispostos a nos ajudar e melhorar nosso trabalho.

Por fim, agradeço a minha parceira, Flavia Lie, que estamos juntas desde o primeiro ano e que não poderia ter sido uma pessoa melhor para dividir esse desafio. Obrigada por você ser tão maravilhosa!

Kamila Moraes da Silva.

RESUMO

Neste trabalho foi realizado um estudo sobre a viabilidade econômica de uma planta industrial que realiza a extração com fluido supercrítico (EFS). O interesse neste tipo de processo cresceu muito pelo grau de pureza do extrato e por não gerar resíduos. Essa técnica se mostra promissora e se destaca com o aumento da procura por processos com selo verde que apresentam produtos de melhor qualidade ou processos tão eficientes quanto os processos tradicionais. Entretanto, a EFS apresenta um alto investimento, sendo imprescindível uma análise de viabilidade econômica do processo. No presente estudo, foi avaliada a viabilidade econômica de um processo EFS empregando água como solvente a partir de dados da literatura em diferentes escalas industriais empregando o simulador de processos SuperPro Designer®. O processo foi simulado utilizando duas opções de operação de remoção de água, liofilização e *spray dryer*, em escalas industriais de 50, 100 e 300 L visando comparar qual equipamento seria melhor na obtenção de produtos competitivos no mercado. As duas configurações foram analisadas considerando uma planta EFS já instalada e outra a ser construída. Os resultados mostraram que a produção por EFS do extrato de jatobá é viável em plantas construídas empregando o *spray dryer* nas três escalas, obtendo um tempo de retorno do investimento baixo.

Palavras Chaves: Extração com Fluido Supercrítico, Aumento de Escala, Avaliação Econômica, Spray Dryer, Liofilizador, Jatobá.

ABSTRACT

In this work, a study was carried out on the economic viability of extraction with supercritical fluid extraction (EFS). The interest in this type of process has grown a lot due to the degree of purity of the extract and because no residues are emitted. This technique is promising and stands out with the increased demand for processes with a green seal that presents better quality products or processes as efficient as traditional processes. However, an EFS presents a high investment, and economic feasibility analysis of the process is essential. In the present study, the economic viability of an EFS process using water as a co-solvent was evaluated from literature data at different scales using the SuperPro Designer[®] process simulator. The process was simulated using two options of water removal, lyophilization and spray dryer, in industrial scales of 50, 100 and 300 L, to compare which equipment would be better in generating competitive products in the market. Both configurations were analyzed considering an EFS plant already installed and another to be built. The results induced that the production by EFS of Jatoba extract is viable installed plants using the spray dryer in the three scales, obtaining a low return on investment time.

Keywords: Supercritical Fluid Extraction, Scale up, Economic Evaluation, Spray Dryer, Freeze Dryer, Jatobá.

Sumário

| | |
|---|-----------|
| 1. INTRODUÇÃO | 14 |
| 2. OBJETIVOS..... | 16 |
| 2.1. OBJETIVO GERAL..... | 16 |
| 2.1.1. <i>Objetivos Específicos.....</i> | <i>16</i> |
| 3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA..... | 17 |
| 3.1. EXTRAÇÃO COM FLUIDO SUPERCRÍTICO (EFS) | 17 |
| 3.1.1 <i>Jatobá (Hymenaea courbaril L.)</i> | <i>19</i> |
| 3.2. AUMENTO DE ESCALA | 20 |
| 3.3. SIMULADORES DE PROCESSO | 21 |
| 3.3.1 <i>Análise Econômica</i> | <i>22</i> |
| 3.3.2 <i>SuperPro Designer®</i> | <i>24</i> |
| 4. METODOLOGIA | 27 |
| 4.1. SIMULADOR DE PROCESSOS..... | 28 |
| 4.1.1. <i>Fluxograma do processo empregando o liofilizador como operação de remoção de água</i> | <i>29</i> |
| 4.1.2. <i>Fluxograma do processo empregando spray dryer como operação de remoção de água</i> | <i>32</i> |
| 4.2. AUMENTO DE ESCALA | 34 |
| 4.3. ESTUDO DA AVALIAÇÃO ECONÔMICA | 35 |
| 5. RESULTADOS E DISCUSSÃO | 37 |
| 5.1. CUSTO DE MANUFATURA DO PROCESSO EMPREGANDO O LIOFILIZADOR COMO OPERAÇÃO DE REMOÇÃO DE ÁGUA | 37 |
| 5.2. CUSTO DE MANUFATURA DO PROCESSO EMPREGANDO O <i>SPRAY DRYER</i> COMO OPERAÇÃO DE REMOÇÃO DE ÁGUA | 43 |
| 5.3. COMPARAÇÃO DOS CENÁRIOS..... | 48 |

| | | |
|-----------|---|-----------|
| 6. | CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA PROJETOS FUTUROS | 50 |
| 7. | REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 52 |

LISTA DE TABELAS

| | |
|--|-----------|
| Tabela 1: Estudos sobre EFS que utilizaram o <i>software</i> SuperPro Designer® | 26 |
| Tabela 2: Condições otimizadas do processo EFS..... | 28 |
| Tabela 3: Parâmetros econômicos utilizados para estimativa do COM no simulador SuperPro Designer® 10.0..... | 36 |
| Tabela 4: Parâmetros econômicos do processo EFS em diferentes escalas para o liofilizador. | 42 |
| Tabela 5: Parâmetros econômicos do processo EFS em diferentes escalas para o <i>spray dryer</i>. | 47 |

LISTA DE FIGURAS

| | |
|---|-----------|
| Figura 1: Diagrama de pressão pela temperatura do dióxido de carbono..... | 17 |
| Figura 2: Fluxograma das atividades desenvolvidas no trabalho..... | 27 |
| Figura 3: Fluxograma do processo EFS reformulado com liofilizador empregando o <i>software</i> SuperPro Designer® para a extração das cascas do Jatobá utilizando CO₂ + água. | 31 |
| Figura 4: Fluxograma do processo EFS reformulado com <i>spray dryer</i> empregando o <i>software</i> SuperPro Designer® para a extração das cascas do Jatobá utilizando CO₂ + água | 33 |
| Figura 5: Contribuição dos componentes do COM no processo EFS com liofilizador para as três escalas considerando a planta em construção e a planta instalada..... | 41 |
| Figura 6: Contribuição dos componentes do COM no processo EFS com <i>spray dryer</i> para as três escalas considerando a planta em construção e a planta instalada..... | 46 |

LISTA DE SIGLAS

COM (Cost of Manufacturing) – Custo de manufatura

COL (Cost of operational labor) – Custo de mão de obra

CRM (Cost of raw material) – Custo da matéria-prima

CUT (Cost of utilities) – Custo das utilidades

CWT (Cost of waste treatment) – Custo de tratamento de resíduos.

EFS – Extração com Fluido Supercrítico

ELP –Extração com Líquido Pressurizado

ESBP – Extração com Solvente à Baixa Pressão

FCI (Fixed Capital Investment) – Custo de Investimento

GRAS (Generally Recognized As Safe) – Solventes reconhecidos como seguros

ROI (Return Of Investment) – Taxa de retorno do investimento

TIR – Taxa Interna de Retorno

TMA – Taxa Mínima de Atratividade

VPL – Valor Presente Líquido

1. INTRODUÇÃO

O uso de espécies vegetais para o consumo e tratamentos de doenças é muito comum e utilizado há muito tempo como medicina tradicional em várias partes do mundo pelas comunidades locais e grupos étnicos (OLIVEIRA *et al.*, 2011). Existem diversos estudos referentes à biodiversidade de plantas medicinais no Brasil para o mapeamento de espécies, aplicações e estudos de extração sustentável em diferentes regiões do país (OLIVEIRA *et al.*, 2011; SACRAMENTO *et al.*, 2019; CAVALCANTI *et al.*, 2016). A crescente procura de recursos medicinais e alimentos naturais e a necessidade de desenvolvimento de novos tratamentos permitiram o aumento de estudos e pesquisas em relação a novas formas de extração dos compostos bioativos e as análises de viabilidade econômica para a escala industrial (MENEZES FILHO *et al.*, 2019).

O Jatobá (*Hymenaea courbaril* L.) é uma espécie nativa brasileira que pode ser encontrada em regiões tropicais do Brasil, se destaca pela capacidade antioxidante devido a compostos fenólicos presentes na casca, folha e frutos. A atividade antioxidante desses compostos é associada as propriedades de oxido-redução, as quais auxiliam na absorção e neutralização de radicais livres, podendo prevenir doenças e reduzir as taxas de mutagênese em células humanas (KHODDAMI *et al.*, 2013). Assim o jatobá apresenta um alto potencial comercial pelo aproveitamento de muitas partes de sua matriz, apresentando grande relevância para o estudo da abordagem em escala industrial.

O interesse por processos considerados verdes, que não produzem resíduos tóxicos e não causam impacto ambiental, aumentaram consideravelmente. Com isso, o processo de extração com fluido supercrítico (EFS) ganhou atenção nas indústrias químicas, farmacêuticas e de alimentos (SAJFROTOVÁ *et al.*, 2005). Esse processo é eficiente, pois o CO₂ no estado supercrítico possui um ótimo poder de extração que se ajusta as condições de operação, facilitando o poder de solvatação (VEGGI *et al.*, 2013), tornando-se um processo viável na obtenção de extratos de alta qualidade. A grande vantagem da EFS é a elevada qualidade dos extratos obtidos que torna o processo competitivo frente aos processos convencionais de extração (MEIRELES *et al.*, 2003).

Entretanto, a principal limitação desse tipo de extração é que exige um alto investimento inicial relativo à operação em alta pressão (PERRUT, 2000). Os custos dos equipamentos necessários para a construção de sistemas produtivos são altos, pois incluem o extrator e o equipamento responsável pela remoção do solvente. Neste contexto, estudos de viabilidade econômica são imprescindíveis para que ocorra a implantação dessa técnica. Assim, ferramentas de simulação de processos permitem a avaliação do processo de forma rápida, além de comparar alternativas de processos diferentes. Portanto, este trabalho empregou o simulador de processos SuperPro Designer[®] para realizar um estudo da viabilidade econômica de um processo EFS a partir das cascas de jatobá empregando CO₂ + água como solventes, comparando duas configurações de operações para remoção de água do extrato, liofilizador e *spray dryer*, em diferentes escalas.

2. OBJETIVOS

2.1. Objetivo Geral

A partir de dados da literatura, realizar um estudo de viabilidade econômica de um processo de extração com fluido supercrítico utilizando CO₂ + água como solvente avaliando as configurações de remoção de água por liofilização e *spray dryer*, em três aumentos de escala empregando o simulador de processos SuperPro Designer®.

2.1.1. Objetivos Específicos

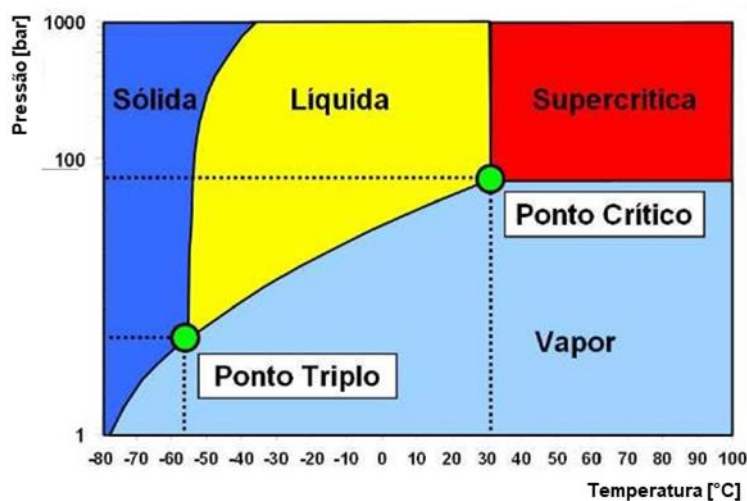
- Realizar o aumento de escala a partir do modelo reformulado para extratores de 50, 100 e 300 L;
- Estimar o custo de manufatura (COM) da EFS empregando a liofilização como operação de remoção de água utilizando o simulador SuperPro Designer®;
- Estimar o custo de manufatura (COM) da EFS empregando o *spray dryer* como operação de remoção de água utilizando o simulador SuperPro Designer®;
- Simular e comparar a viabilidade econômica da construção de uma nova unidade industrial de EFS e de uma unidade já instalada.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Extração com Fluido Supercrítico (EFS)

Um fluido supercrítico é uma substância que está a sujeita a temperatura e pressão acima do seu ponto crítico, nessa condição não existe distinção entre a fase líquida e gasosa. Esses fluidos possuem propriedades mistas de gases e líquidos, ou seja, apresentam características semelhantes à dos gases como difusão, viscosidade e tensão superficial enquanto o poder de solvatação e a densidade similares a dos líquidos (LIMA *et al.*, 2018). A vantagem de usar esse tipo de fluido ocorre devido à baixa viscosidade e a alta difusão dos solutos que colaboram com a transferência de massa durante a extração (AGHEL *et al.*, 2004). A Figura 1 representa o diagrama de fases de pressão pela temperatura do dióxido de carbono.

Figura 1: Diagrama de pressão pela temperatura do dióxido de carbono



Fonte: Adaptado de Ladeira, Filho, 2005

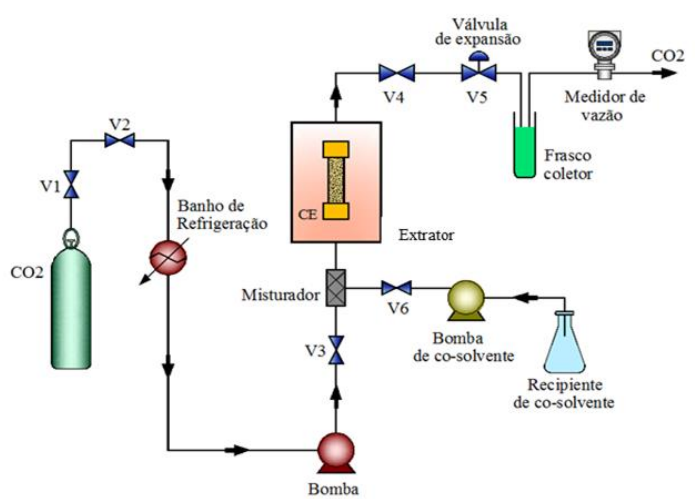
A técnica é comumente utilizada com o solvente dióxido de carbono (CO₂) em seu estado supercrítico devido à alta solubilidade de compostos solúveis em CO₂ (CARVALHO *et al.*, 2015). Além disso, é um solvente inerte, de baixo custo, não inflamável, disponível em alta pureza, reciclável e poderoso na extração de muitos compostos. Como apresenta uma baixa temperatura crítica (31,1 °C), ele é usado em uma ampla gama de temperaturas, o que permite

usá-lo em compostos termossensíveis, sem causar a degradação térmica dos compostos (BRUNNER, 2005; CLAVIER e PERRUT, 2004).

Porém, o CO₂ não é tão eficaz na remoção de substâncias polares, por isso é comum ter a adição de um cossolvente polar, pois aumenta o rendimento e facilita a extração de componentes polares do processo (VEGGI *et al.*, 2013). Os cossolventes mais usuais são água e etanol, pois são reconhecidos como seguros GRAS (Generally Recognized As Safe) e não deixam resíduos após a separação (PRADO *et al.*, 2017).

O processo da extração utilizando um fluido supercrítico, representado pela Figura 2, ocorre inicialmente pelo fornecimento de dióxido de carbono no estado líquido, o qual é pressurizado no compressor e tem sua temperatura ajustada no trocador de calor, possibilitando o estado supercrítico do CO₂. O fluido supercrítico é alimentado no extrator e distribuído uniformemente através do leito de partículas e dissolve o soluto. Durante essa etapa ocorre a transferência de massa no contato do solvente com a matriz vegetal. Os compostos extraíveis são dissolvidos pelo solvente e transferidos por difusão para a superfície externa, em seguida a mistura soluto/solvente deixa o extrator e passa pelo precipitador, onde finalmente são separados (CONDORI, 2005).

Figura 2: Diagrama de um sistema de Extração por Fluido Supercrítico.



Cunha *et al.*, 2017

Fonte: Cunha *et al.*, 2017

Duas evidências importantes para visualizar a eficiência do processo são o rendimento global e a cinética da extração. Para o sistema de EFS, o rendimento pode ser determinado com a relação da quantidade de extrato presente na matriz sólida que pode ser extraída pela quantidade de solvente nas condições de temperatura e pressão (MARTÍNEZ *et al.*, 2003). Já a cinética é controlada pela dificuldade de realizar a transferência de massa, tanto a convecção quanto a difusão.

3.1.1 Jatobá (*Hymenaea courbaril* L.)

A *Hymenaea courbaril* L é popularmente conhecida como jatobá. Essa planta tem em sua composição óleos essenciais, taninos, substâncias amargas, matérias resinosas e pécnicas, amido e açúcares (PANIZZA, 1997). A árvore de jatobá é nativa do Brasil e pode ser encontrada na América do Sul e na América Central, fornecendo produtos de grande importância (SHANLEY e MEDINA, 2005). O interesse econômico está nas folhas e cascas que possuem compostos que são antimicrobianos, antifúngicos, antibacterianos, moluscicidas que foram comprovados em vários estudos (LORENZI e MATOS, 2002; STUBBLEBINE e LANGENHEIM, 1980; FERNANDES, 2006). Além disso, existem outras aplicações da matriz vegetal como a utilização da madeira na construção civil; o uso da seiva como verniz vegetal, polimento e remédios; o consumo do fruto (como polpa ou farinha) para aliviar problemas pulmonares; e utilização da casca como combate à gripes, bronquites, fraquezas, digestão, entre outros (SHANLEY e MEDINA, 2005). Os efeitos medicinais presentes na folha e na casca do jatobá são devidos a quantidade de fenóis e de taninos, presentes nelas que tem a função de protegê-la. Na medicina, os taninos são conhecidos por contribuírem para a formação de uma camada protetora sobre a pele e mucosas (MARTINS *et al.*, 1994).

Tribos indígenas do Peru e da Guiana utilizavam a casca do jatobá para tratar a diarreia. Na Amazônia peruana é utilizada para cistite, hepatite, prostatite e tosse. E na Amazônia brasileira, o chá da casca é usado para problemas estomacais e para fungos nos pés e nas unhas. O jatobá já tem uma longa história de uso na fitoterapia na América do Sul. Em 1930, foi registrada pela primeira vez o uso da casca para diarreia, disenteria, fadiga geral, gases

intestinais, dispepsia, hematúria, problemas na bexiga e hemoptise (tosse com sangue da pulmões) descrita pelo Dr. J. Monteiro Silva. Em meados da década de 1960, um extrato de casca de álcool chamado Vinho de Jatobá começou a ser vendido em todo o Brasil como tônico e fortificante, para energia e outros distúrbios (RAIN TREE, 2020).

Ao analisar quimicamente o jatobá é possível notar que ele é rico em compostos biologicamente ativos como diterpenos, sesquiterpenos, flavonoides e oligossacarídeos. Esses compostos exibiram atividades anti-inflamatórias, antibacterianas, antifúngicas e antitumorais significativas em estudos clínicos (RAIN TREE, 2020). Por isso o extrato da casca do jatobá apresenta interesse econômico.

3.2. Aumento de Escala

A tecnologia de extração com fluido supercrítico ainda é pouco utilizada na indústria brasileira devido ao seu investimento relativamente alto. Porém, essa técnica é interessante porque pode apresentar uma melhor qualidade do extrato, com menor degradação do composto de interesse e livre de solventes tóxicos. Por isso, o estudo do aumento de escala é imprescindível para avaliar a viabilidade do processo (PRADO *et al.*, 2017).

O maior desafio do aumento de escala de processos industriais está em reproduzir os resultados experimentais da escala laboratorial para industrial. A transição de uma escala para outra está repleta de problemas, como os requisitos para controle de processo, equipamentos de processamento diferentes, dados insuficientes sobre o desempenho do equipamento e entre outros (BLOCK, 2005).

É necessário determinar como será escolhido o critério do aumento de escala, ou seja, quais os parâmetros que devem ser mantidos constantes e quais devem variar e como devem variar para que as curvas de extração da escala laboratorial sejam reproduzidas em escala industrial (MARTÍNEZ *et al.*, 2013).

Um critério bastante utilizado nas extrações envolvendo EFS é manter a razão entre a quantidade de solvente e a matriz vegetal constante (S/F), assim como as condições operacionais como temperatura, pressão, porosidade e densidade do leito aparente. Este critério é simples e pode ajudar a desenvolver o processo EFS em escala industrial reduzindo custos e tempo gasto (PRADO *et al.*, 2013).

Aguiar *et al.* (2020) considerou a razão S/F constante no aumento de escala para analisar o efeito na estimativa de custo de três escalas diferentes (5, 50 e 500 L) para o processo de EFS para extração dos compostos capsaiato e fenólico da pimenta biquinho, no qual obteve resultados economicamente viáveis em um único estágio para as escalas de 50 e 500 L com as proporções de S/F de 4,9 e 10, respectivamente. Outro estudo que utilizou esse critério foi Rodrigues *et al.* (2019) em que foi avaliada a extração EFS para obtenção de extratos com artemisinina (utilizada no tratamento contra o câncer e a malária) para as escalas de 5, 50 e 500 L. Concluiu-se que a extração com 500 L atingiu o menor COM, porém não apresentou rentabilidade positiva para as condições avaliadas.

3.3. Simuladores de Processo

Os simuladores de processos são uma ferramenta importante para minimizar o tempo de desenvolvimento do projeto, pois eles realizam estimativas de custo que são essenciais para avaliar a viabilidade de implantação do processo (PRADO *et al.*, 2009). Além disso, os simuladores são utilizados para aumentar a eficiência da operação, minimizar as perdas de materiais e energia para processos já existentes (HAYDARY, 2019).

Desde 1960 as indústrias químicas e petroquímicas já utilizavam a simulação de processos (TOUMI *et al.*, 2010). O uso de simuladores é uma ferramenta interessante no desenvolvimento e análise de novos processos de extração com fluido supercrítico (MATILHA *et al.*, 2001).

Esses *softwares* reduzem o tempo necessário para o desenvolvimento do processo, além de permitir realizar comparações com diversas condições de operações e aumentos de escala,

possibilitando a estimativa do custo do processo (ROULF *et al.*, 2001; VEGGI *et al.*, 2013). Além disso, segundo Rejowski Jr. (2018), simuladores de processos são utilizados na indústria química a fim de auxiliar a análise e desenvolvimento de novos processos com a resolução de problemas complexos de balanço de massa e energia, dimensionamento de equipamentos e custos envolvidos.

3.3.1 Análise Econômica

Por mais que a extração com fluido supercrítico esteja bem definida para alguns processos, as informações sobre a viabilidade econômica não estão facilmente disponíveis. Assim, as empresas se sentem inseguras em implementar o EFS em escala industrial, especialmente na América Latina (DEL VALLE *et al.*, 2003). Por este motivo, a análise econômica dos processos de extração supercrítica é de suma importância para estimular essa tecnologia no âmbito industrial (AGUIAR *et al.*, 2018).

Para a fabricação de um bio-produto é necessário o estudo do investimento inicial, dos custos operacionais e da análise de rentabilidade (LEE *et al.*, 2018). Para isso, uma das formas é determinar o custo de manufatura (COM) como uma função de cinco custos principais: custo de investimento (FCI), custo de mão de obra operacional (COL), custos de utilidades (CUT), custo de tratamento de resíduos (CWT) e custo da matéria-prima (CRM) (TURTON *et al.*, 2009).

Segundo Turton *et al.* (2009), há outros parâmetros para o estudo da viabilidade econômica, entre eles: o fluxo de caixa, a taxa de depreciação do investimento de capital, o capital de giro, o valor presente líquido, as taxas de tributação. Um outro custo levantado por Turton *et al.* (2009) é o Bare Module (C_{BM}) que se refere aos custos diretos (instrumentação, suportes, pintura e instalação) e indiretos (taxas, seguro e transporte) para cada unidade de equipamento.

Além disso, conforme a Associação para o Desenvolvimento da Engenharia de Custos Internacional (AACE *International*), a análise do COM pode ser categorizada em 5 classes, no

qual a classe 1 é considerada a estimativa do custo detalhada mais próxima do valor real de COM, a classe 2 é a estimativa definitiva, classe 3 estimativa preliminar, classe 4 estudo da viabilidade, e a classe 5 a estimativa conceitual com poucos fatores detalhados do processo (AGUIAR *et al.*, 2020; VEGGI *et al.*, 2014, TURTON *et al.*, 2009). O SuperPro Designer® pode ser classificado como 2-3, por ser necessário o fluxograma completo do processo e o conhecimento dos equipamentos utilizados.

Para a análise dos demais custos que compõe o COM, as despesas são divididas em três classificações: 1) Custos de produção direta representam despesas operacionais que variam com a taxa de produção. Entre esses custos têm-se o trabalho operacional, trabalho de supervisão da operação de produção, manutenção e reparação de equipamentos e custo de utilidades, constituído de fatores como vapor, eletricidade, combustível, água de refrigeração, ar comprimido e tratamento de efluentes; 2) Custos fixos são custos independentes da variação na taxa de produção. São incluídos impostos, seguro e depreciação, no qual mesmo a planta não operando as taxas são cobradas e; 3) Despesas gerais são custos que representam serviços necessários para o funcionamento e manutenção do negócio. São incluídos o gerenciamento, vendas, financiamento e pesquisa e desenvolvimento (PRADO *et al.*, 2009).

Soldan *et al.* (2020) realizou um estudo de viabilidade econômica do processo EFS na obtenção de oleorresina de resíduo de pimenta jalapenho (*Capsicum annuum*) com a adição de etanol como cossolvente. A metodologia proposta por Turton *et al.* (2009) foi utilizada para estudar a viabilidade econômica, apresentando menor COM (US\$ 12,57/kg de extrato) para a condição de 250 bar e 40°C devido à maior taxa de extração. Foi concluído que, a variação da temperatura e adição do etanol como cossolvente foram significantes no aumento do rendimento e que o processo é viável para as condições estudadas.

No estudo de Pereira *et al.* (2017), foi comparado a EFS de lignanas filantina e nirantina com CO₂ puro e cossolvente (H₂O + etanol), analisando os aspectos econômicos. Empregando a metodologia de Turton *et al.* (2009) os autores concluíram pela estimativa do COM que o melhor método seria com a utilização do cossolvente, devido à influência principalmente do custo de matéria-prima. Essa conclusão foi obtida porque o custo do etanol foi definido como

a metade do custo de CO₂, devido aos gastos energéticos com a recirculação serem altos para atingir o estado supercrítico. Porém ao analisar a pureza do extrato em conjunto com o COM, o emprego somente do CO₂ seria melhor, evitando instalações de mais etapas de separação e purificação para se obter a mesma pureza no caso do sistema com cossolvente.

Para realizar o estudo da viabilidade econômica existem diversos *softwares* que estimam a viabilidade econômica. Um desses programas é o SuperPro Designer[®] que foi utilizado nesse estudo.

3.3.2 SuperPro Designer[®]

O SuperPro Designer[®] é um *software* com o objetivo de facilitar a modelagem, avaliação e otimização de processos integrados em diversas indústrias (farmacêutica, alimentos, bens de consumo, tratamento de águas, etc.). É uma ferramenta valiosa para engenheiros e cientistas no desenvolvimento de processos, engenharia de processos e manufatura, pois fornece em uma única modelagem todos os processos de fabricação, além de fazer uma análise econômica e a avaliação do impacto ambiental (INTELLIGEN, 2019).

Esse simulador é considerado um dos mais completos e mais utilizados em processos tecnológicos e de produtos bioquímicos (ATHIMULAM *et al.*, 2006). Isso porque ele tem uma ampla base de dados com compostos químicos e operações unitárias e a análise econômica do processo, além de fornecer vários relatórios da avaliação econômica e dos dados de entrada e saída (INTELLIGEN, 2019).

Esse *software* utiliza como base a metodologia de Turton *et al.* (2009) para elaborar os relatórios de análise econômica (TREES, 2009). O COM é a soma de cinco custos, FCI, COL, CUT, CWT, CRM e custos extras relacionados ao controle de qualidade e pesquisa e desenvolvimento (CQC) que é calculado pela equação (1). O SuperPro Designer[®] vem sendo empregado por vários autores nos seus processos (PRADO *et al.*, 2009; PRADO *et al.*, 2012; LEITÃO *et al.*, 2013; CARVALHO *et al.*, 2015 e CAVALCANTI *et al.*, 2016).

$$\text{COM} = 0,280 \text{ FCI} + 2,73 \text{ COL} + 1,23 (\text{CRM} + \text{CWT} + \text{CUT}) \quad (1)$$

Muitos estudos de viabilidade econômica de processos industriais e laboratoriais estão utilizando o *software* como principal ferramenta. Por exemplo, a produção de biofertilizantes, no qual utilizou-se o SuperPro Designer® para simulação do processo e avaliação dos custos, quantificando mudanças e variações dos parâmetros do processo quanto a matéria-prima, operações da unidade, número de equipamento e seções do processo. Nesse caso, os resultados mostraram uma viabilidade no processo tanto técnica quanto econômica, sendo possível otimizar processos utilizando a ferramenta e comparando métodos de processo alternativos (PÉREZ SÁNCHEZ *et al.*, 2018). Além disso, há estudos sobre a geração de ClO₂ na indústria de papel e celulose, no qual foi possível prever a eficiência da planta e maximizar lucros com a análise realizada por meio do *software*, que facilitou a modelagem do sistema, permitindo alterações e melhorias nas variáveis para otimização do processo (FERREIRA *et al.*, 2019). O SuperPro Designer® é uma ferramenta amplamente empregada para análise de processos de EFS, principalmente por fornecer resultados otimizados com a simulação de sistemas, como também por disponibilizar relatórios de viabilidade econômica, como pode ser visto em vários estudos que utilizaram o *software* para essas finalidades na Tabela 1.

Canabarro *et al.* (2020) estudaram a otimização das condições do processo de EFS das folhas da pitanga, em que o maior rendimento global foi encontrado nas condições de temperatura e pressão de 80°C e 250 bar, além disso com a utilização do *software* analisou os resultados de viabilidade econômica, obtendo para escala de 100 L (80°C e 250 bar) o COM de US\$ 475,35/kg de extrato e para a mesma escala mas na condição de 40°C e 250 bar, o COM US\$ 654,90/kg de extrato.

Portanto, realizar um estudo de viabilidade econômica é essencial, principalmente para novas tecnologias, pois o investimento inicial pode ser alto e desencorajar as indústrias da inovação. O estudo da viabilidade em diferentes escalas é relevante para que se perceba a partir de que escala o processo se torna lucrativo.

Tabela 1: Estudos recentes sobre EFS que utilizaram o *software* SuperPro Designer®

| Matriz Vegetal | Método de Extração e Condições de Extração pressão (P); temperatura (T); solvente (S); relação solvente por massa alimentação (S/F); tempo (t), vazão (Q). | Capacidade do extrator (L) | COM (US\$/kg extrato) | Referências |
|---|---|---|--------------------------------------|--------------------------------------|
| Pimenta biquinho (<i>Capsicum chinense</i>) | EFS P = 150 bar; T = 50 °C; S = CO ₂ e etanol (75 % v/v); S/F = 4,9; t = 120 min | 2 X 500 | 5291,02 | Aguiar <i>et al.</i> , 2020 |
| | ELP P = 100 bar; T = 65 °C; S = etanol + água (75 % v/v); S/F = 10; t = 60 min | | 25,39 | |
| | EFS +ELP EFS: P = 150 bar; T = 50 °C; S = CO ₂ e etanol (75% v/v); S/F =4,9; t= 5 min ELP: P = 100 bar; T = 65 °C; S = 75% etanol + água (75% v/v); S/F = 4,9; t= 10 min | | 5316,41 | |
| | | | | |
| Folhas da Pitanga (<i>Eugenia uniflora L.</i>) | EFS P = 250 bar; T =40 °C; S = CO ₂ ; S/F = 25; t = 60 min | 2 X 100 | 654,9 | Canabarro <i>et al.</i> , 2020 |
| | EFS P = 250 bar; T = 80 °C; S = CO ₂ ; S/F = 25; t = 60 min | | 475,35 | |
| Jenipapo (<i>Genipa americana L.</i>) | EFS P = 300 bar; T = 333 K; S = CO ₂ ; S/F = 16; t = 112 min | 2 X 50 | 11,18 | Náthia-Neves <i>et al.</i> , 2020 |
| | EFS + ESBP EFS: P = 300 bar; T = 333 K; S = CO ₂ ; S/F = 16; Q = 0,5 g/min ESBP: P = 1 bar; T = 313 K; S = CO ₂ e água; S/F = 20; Q = 2,0 g/min | | 86,83 | |
| | | | | |
| <i>Artemisia annua L.</i> | EFS P = 200 bar; T = 50 °C; S = CO ₂ ; S/F = 5; t = 60 min | 2 X 500 | 192,71 | Rodrigues <i>et al.</i> , 2019 |
| | EFS P = 250 bar; T = 60 °C; S = CO ₂ ; S/F = 5; t = 60 min | | 93,49 | |
| Óleo de pequi (<i>Caryocar brasiliense</i>) | EFS P = 400 bar; T = 60°C; S = CO ₂ ; S/F = 72; t = 40 min | 2 X 500 | 37,03 | Johner <i>et al.</i> , 2018 |

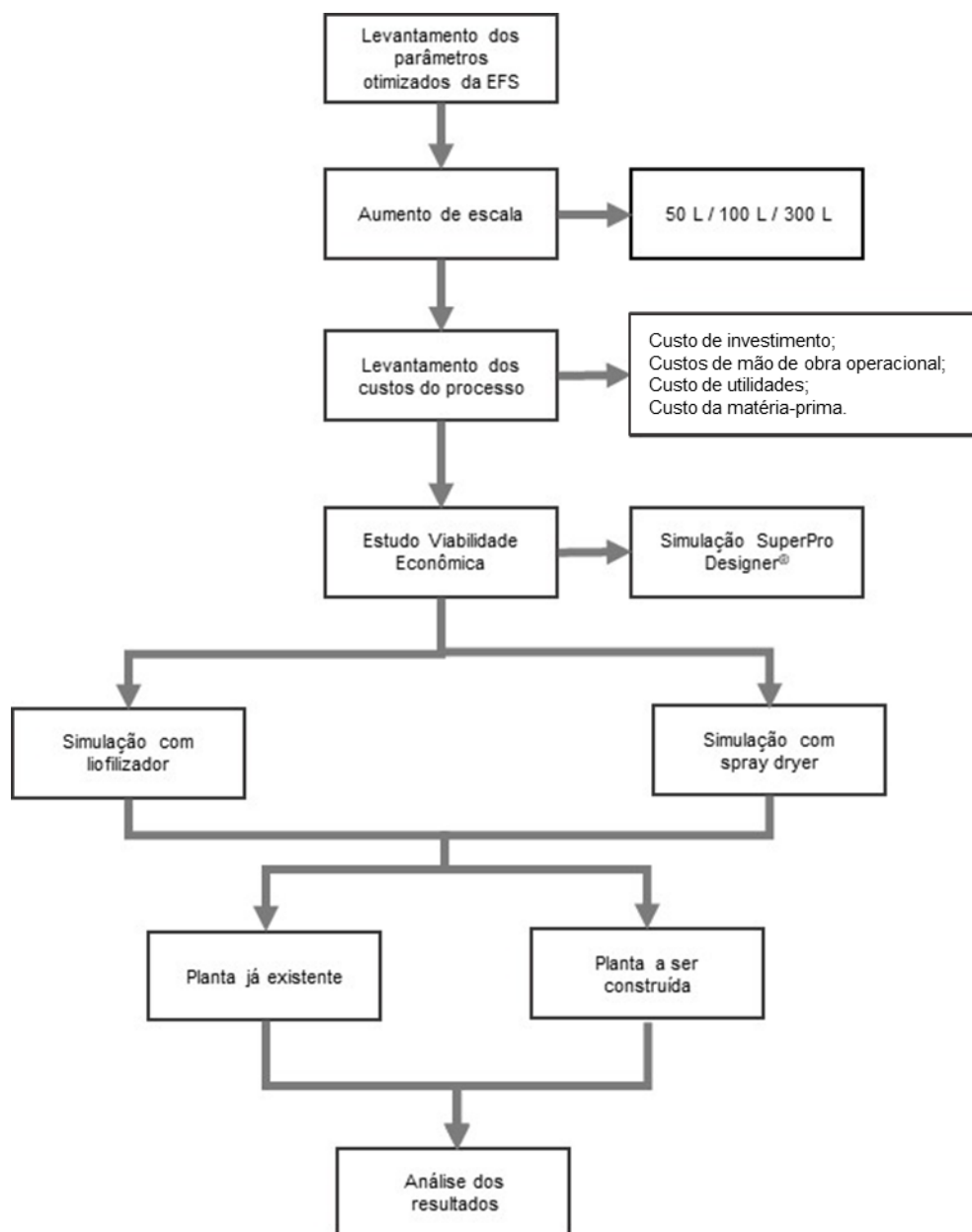
* ELP: Extração com líquido pressurizado; ESBP: Extração com solvente à baixa pressão

Fonte: produção dos próprios autores.

4. METODOLOGIA

A Figura 2 apresenta o diagrama de fluxo das atividades que foram desenvolvidas neste trabalho. As atividades encontram-se detalhadas nas seções a seguir.

Figura 2: Diagrama de fluxo das atividades desenvolvidas no trabalho.



Fonte: produção dos próprios autores.

4.1. Simulador de processos

O simulador de processos SuperPro Designer® 10.0 foi empregado neste estudo para a realização de simulações de aumento de escala e viabilidade econômica envolvidas nas condições de operação de uma unidade EFS empregando CO₂ como solvente e água como cossolvente (CO₂ + água), operando de forma contínua. Este trabalho utilizou os resultados experimentais otimizados no estudo de Veggi *et al.* (2013), em que foi avaliada a obtenção de extratos ricos em compostos bioativos a partir da casca do jatobá através do processo EFS empregando CO₂ + água.

As condições operacionais empregadas como dados de entrada para a simulação de processos estão apresentadas na Tabela 2. A razão de massa de solvente por alimentação (S/F) foi determinada por experimentos de rendimento global.

Tabela 2: Condições otimizadas do processo EFS.

| Condições de extração | |
|--|-----|
| Rendimento (%) | 24 |
| Tempo (min) | 75 |
| P (bar) | 350 |
| T (°C) | 50 |
| S/F | 50 |
| Cossolvente (%) | 10 |
| Densidade aparente da matéria prima (kg/m ³) | 404 |

Fonte: Veggi *et al.*, 2013.

Para a execução da simulação, o processo desenvolvido por Veggi *et al.* (2013) foi reformulado. O fluxograma do processo foi atualizado e algumas operações unitárias foram revistas devido a utilização de uma versão atualizada do simulador empregada neste estudo.

Além disso, este estudo avaliou duas diferentes configurações para a operação de remoção da água do processo; uma empregando o liofilizador como descrito em Veggi *et al.* (2013) e outra com o *spray dryer*. Os processos estão detalhados a seguir nos itens 4.1.1 e 4.1.2.

4.1.1. Fluxograma do processo empregando o liofilizador como operação de remoção de água

A Figura 3 apresenta o fluxograma do processo de extração reformulado. Inicialmente, a matriz vegetal moída e seca é alimentada nos extratores (Extrator 1 e 2). Em seguida o CO₂ é resfriado até -5 °C e pressurizado até 150 bar usando a “Bomba de CO₂”, para garantir que o CO₂ esteja na condição supercrítica. O CO₂ é misturado com a água no “Misturador 1” e a corrente “CO₂ + H₂O” passa por um separador de corrente sendo direcionada para o extrator. No extrator, o CO₂ é pressurizado até a condição final de extração (350 bar) e a temperatura é ajustada até 50 °C. Os extratores trabalham de forma alternada, ou seja, enquanto um extrator está em operação, o outro passa pela despressurização, retirada da matriz vegetal, empacotamento e pressurização para que o processo seja ininterrupto, simulando um sistema contínuo nas condições descritas na Tabela 2. Desse procedimento saem três correntes: i) “Resíduos 1 e 2” com os resíduos do processo; ii) “Emissão 1 e 2” referente a perda de água; iii) “CO₂ + H₂O + Extrato 1 e 2” com o extrato, água e CO₂. Durante a extração, CO₂ e a água são reciclados para a próxima batelada. No processo há uma perda de 2% de CO₂ e 10% de água no extrator e no flash, que são complementadas pelas correntes “CO₂ recarga” e “H₂O recarga” a cada ciclo.

Em seguida, as correntes “CO₂ + H₂O + Extrato 1 e 2” passam por um tanque flash onde o CO₂ é separado da solução de extrato e da água. O processo conta com dois tanques para que a queda de pressão ocorra em duas etapas. No “Tanque Flash 1” a pressão do CO₂ é reduzida para 60 bar e no “Tanque Flash 2” a pressão chega à ambiente, 1,103 bar. A separação é feita em dois estágios por uma questão estratégica em relação ao ciclo do CO₂. A corrente de CO₂ que sai do “Tanque Flash 1” (CO₂ reciclo), é adicionada com o CO₂ alimentado no processo “CO₂ recarga”.

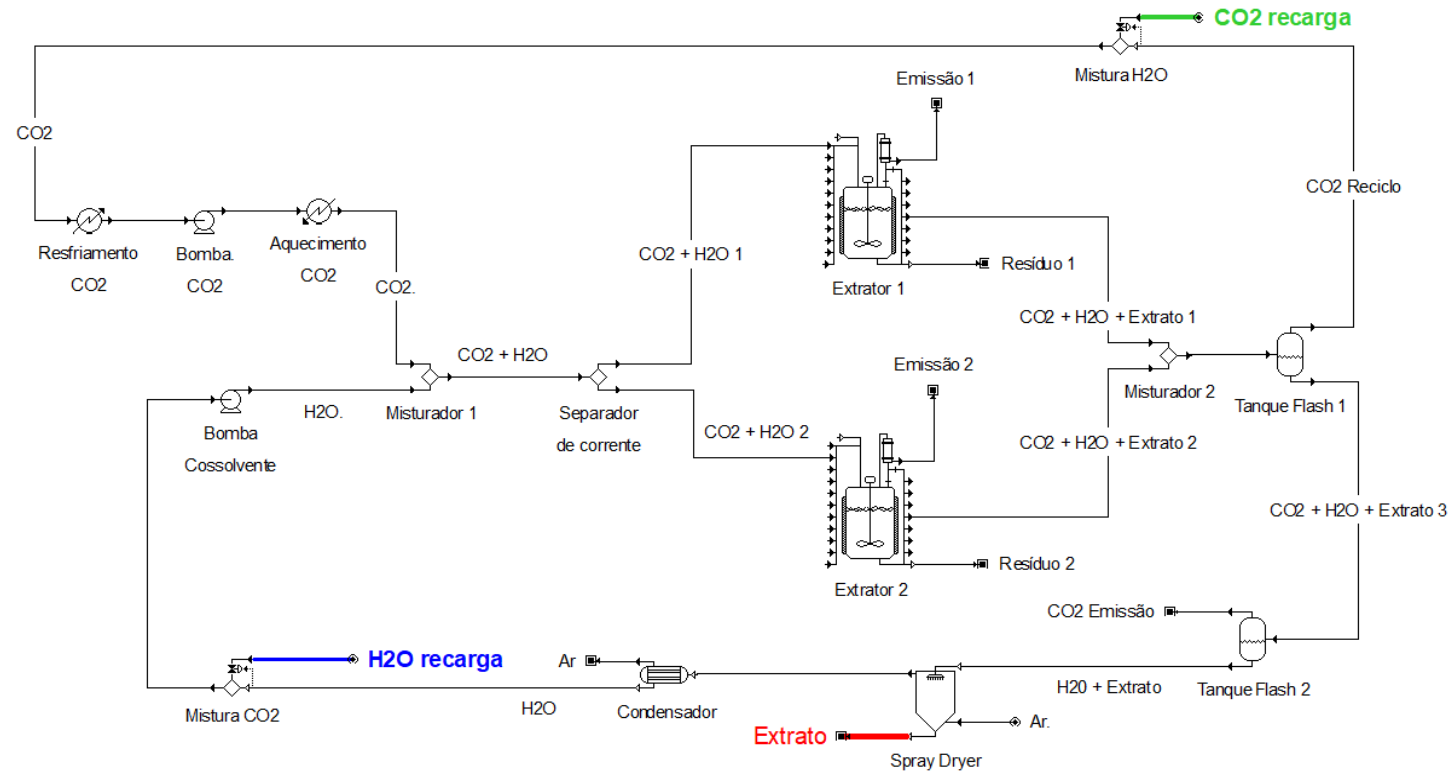
A corrente que contém água, extrato e CO₂ “CO₂ + H₂O + Extrato 3”, passa pelo segundo processo de separação “Tanque Flash 2” onde o CO₂ é separado, “CO₂ Emissão” da corrente contendo o extrato, “H₂O + Extrato”. Essa corrente passa pela etapa de remoção de água no liofilizador que realiza a desidratação por sublimação. A água contida no extrato é congelada e

passa diretamente do estado sólido para o gasoso. Dessa forma o “Extrato” é obtido, sendo o produto de interesse. A água é reciclada no processo, “H₂O” é adicionada a quantidade de água perdida pela corrente “H₂O recarga”. Na sequência, a temperatura é ajustada no resfriador (Resfriamento H₂O) e a corrente bombeada (Bomba cossolvente) até o misturador com o CO₂, que vai até o extrator permitindo a continuidade no processo.

4.1.2. Fluxograma do processo empregando *spray dryer* como operação de remoção de água

O processo é semelhante ao apresentado na seção 4.1.1, porém, a única diferença está na operação de remoção da água do extrato, que é realizada utilizando o *spray dryer*. Neste equipamento, a mistura passa por uma câmara de ar quente, promovendo a evaporação das gotículas de água e separação do extrato desejado “Extrato”. Para reutilizar o cossolvente no processo, a água passa por um condensador “Condensador” e se mistura “Mistura H₂O” com a corrente de alimentação de água “H₂O recarga” no sistema. Posteriormente, a corrente é bombeada “Bomba cossolvente” até o misturador com o CO₂, retornando ao início do processo.

Figura 4: Fluxograma do processo EFS reformulado com *spray dryer* empregando o *software* SuperPro Designer® para a extração das cascas do Jatobá utilizando CO₂ + água



Fonte: adaptado de VEGGI *et al.*, 2013.

4.2. Aumento de escala

Para o aumento de escala do processo de extração supercrítica assumiu-se que o rendimento e o tempo de extração do processo em escala industrial são similares aos obtidos nos experimentos em escala laboratorial, em que se mantém constante a relação entre a massa de solvente e a massa de alimentação (S/F) (PRADO *et al.*, 2011). Além disso, foram mantidos constante os outros parâmetros do processo como temperatura, pressão, porosidade e densidade aparente de leito e o tempo de extração (em que foi mantido constante a vazão de CO₂ e a alimentação – Q_{CO2}/F).

Pela densidade aparente do leito determinou-se a quantidade de matéria-prima utilizada para cada batelada no extrator industrial. Com isso, foi assumido o mesmo desempenho e rendimento para a unidade de escala industrial e a unidade de escala de laboratório. Para calcular a quantidade de solvente na escala industrial, utilizou-se a Equação (2) (PRADO *et al.*, 2009):

$$M_{S,ind} = \frac{M_{S,lab} * M_{F,ind}}{M_{F,lab}} \quad (2)$$

Sendo:

$M_{S,ind}$: Massa de solvente na escala industrial (kg/batelada);

$M_{S,lab}$: Massa de solvente na escala laboratorial (kg/batelada);

$M_{F,ind}$: Massa de matéria-prima na escala industrial (kg/batelada);

$M_{F,lab}$: Massa de matéria-prima na escala laboratorial (kg/batelada).

Foram avaliados diferentes cenários de processos, por meio do aumento de escala, comparando custos obtidos em extratores com capacidades de 50, 100 e 300 L. A unidade industrial foi considerada operando 24 h em três turnos durante 330 dias por ano, totalizando 7920 h de operação por ano; os outros 30 dias serão destinados à manutenção da planta.

4.3. Estudo da Avaliação econômica

A estimativa do COM foi realizada com base na metodologia proposta por Turton *et al.* (2009) como descrito na seção 3.3.2. Os parâmetros utilizados estão representados na Tabela 3.

Para a estimativa de custos foram consideradas referências da literatura e realizadas cotações diretas com fornecedores de materiais e equipamentos utilizados no processo de extração. Além disso, todos os custos de entrada alimentados no *software* foram pesquisados ou convertidos para a moeda americana (US\$ dólar). Foi utilizada a cotação do dólar de R\$ 5,10 (BACEN, 18/03/2020).

Os custos dos equipamentos de extração e remoção de água constituem o custo fixo do processo (FCI). Assim para estimar o FCI, foram realizadas cotações para os equipamentos de liofilização e *spray dryer* nas três escalas estudadas. Os valores da unidade EFS foram retirados da literatura e estão descritos na Tabela 3. O custo de matéria-prima (CRM) é composto pela matriz vegetal estudada (casca do jatobá), o solvente (CO₂) e o cossolvente (H₂O). O custo para mão de obra (COL) considera o operador trabalhando em três turnos operando 24 horas, durante 330 dias por ano, totalizando 7920 horas por ano (ROSA *et al.*, 2005). O número de operadores para o funcionamento da planta foi definido de acordo com a capacidade do extrator. O número foi baseado nos estudos de Veggi *et al.* (2013) para o mesmo processo. O custo de utilidades (CUT) desse processo é determinado pelos custos de eletricidade, água de resfriamento, vapor e solução CaCl₂ (fluido refrigerante) utilizadas em equipamentos como bombas, condensadores, aquecedores, extratores e liofilizador. Por fim, o custo de tratamento de resíduos (CWT) foi desconsiderado, devido ao modelo de extração não produzir nenhum resíduo poluente para o ambiente, pois o CO₂ emitido pela separação é reciclado no processo, assim como a água. O resíduo sólido pode ser utilizado como matéria-prima para outros processos industriais ou descartado como resíduo vegetal (AGUIAR *et al.*, 2020).

Para melhor comparação econômica dos processos, o COM foi estimado nas três escalas propostas para as duas configurações de remoção de água do processo considerando duas

hipóteses: i) a construção da unidade de extração e, ii) a unidade já instalada. Para a segunda hipótese não foram considerados os custos fixos diretos e indiretos referentes a instalação.

Tabela 3: Parâmetros econômicos utilizados para estimativa do COM no simulador SuperPro Designer® 10.0.

| | Aumento de escala para extratores | | |
|---|-----------------------------------|----------------------|------------------------|
| | 2 x 50 L | 2 x 100 L | 2 x 300 L |
| Custo de investimento (FCI) | | | |
| Extrator EFS (US\$) | 530.000 ^a | 856.000 ^b | 1.850.000 ^a |
| Liofilizador (US\$) ^c | 540.000 | 640.000 | 1.600.000 |
| <i>Spray Dryer</i> (US\$) ^d | 110.000 | 145.000 | 220.000 |
| Taxa de depreciação anual ^e | 10% | 10% | 10% |
| Taxa de manutenção anual ^e | 6% | 6% | 6% |
| Vida útil do projeto (anos) ^e | 10 | 10 | 10 |
| Custo de mão de obra (COL) | | | |
| Custo total de mão de obra (US\$ / h) ^f | 11,20 | 11,20 | 11,20 |
| Quantidade de operadores | 1 | 2 | 3 |
| Custo de utilidades (CUT) | | | |
| Eleticidade (US\$ / kWh) ^b | 0,092 | 0,092 | 0,092 |
| Água de resfriamento (US\$ / MT) ^g | 0,34 | 0,34 | 0,34 |
| Vapor (US\$ / MT) ^a | 12,00 | 12,00 | 12,00 |
| Solução CaCl ₂ (US\$ / MT) ^h | 0,23 | 0,23 | 0,23 |
| Custo de matéria-prima (CRM) | | | |
| Casca Jatobá (US\$ / kg) ⁱ | 6,28 | 6,28 | 6,28 |
| CO ₂ Industrial (US\$ / kg) ^j | 2,30 | 2,30 | 2,30 |
| Água (US\$ / MT) ^g | 4,00 | 4,00 | 4,00 |

^a Aguiar *et al.* (2018); ^b Cavalcanti *et al.* (2016); ^c Kemolo (2020); ^d Technodry System Engineering Pvt. Ltd; ^e Veggi *et al.* (2013); ^f Pereira *et al.* (2017); ^g Zabot *et al.* (2018);

^h SuperPro Designer 10 Database; ⁱ Vila Veg (2020).; ^j Cotação direta.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Custo de manufatura do processo empregando o liofilizador como operação de remoção de água

A Figura 5 representa o percentual de contribuição de cada parcela do COM para as três escalas estudadas nos dois cenários avaliados, planta em construção e planta instalada.

Para as plantas em construção, a parcela do custo que representou a maior fração foi o FCI em todas as escalas, devido ao alto custo de equipamentos, extrator e liofilizador, e suas taxas de manutenção. Na planta instalada, essa parcela não é contabilizada pois não foram considerados os custos de investimento na simulação. Já o custo com a menor influência nos dois cenários foi o COL, pois as plantas de EFS apresentam equipamentos de instrumentação e automação, assim não precisam de muitos operadores (VIGANÓ *et al.*, 2017).

Os gráficos apresentaram maiores porcentagens de CRM e COL nas simulações com a planta instalada, porém os valores absolutos são os mesmos para cada unidade de EFS nos dois cenários. Ocorre a diferença, devido ao custo da planta instalada não ser considerado o FCI, alterando os percentuais correspondentes a parcela de cada custo no COM.

Os valores dos fatores CRM, CUT e COL aumentaram conforme o aumento de escala, por estarem relacionados com ao maior consumo (solvente e cossolvente, matéria prima, utilidades e número de operadores) para a produção em um extrator maior.

A quantia relacionada ao CRM aumentou conforme o aumento de escala, comportamento esperado devido ao maior consumo dos insumos (matriz vegetal, solvente e cossolvente) para a produção em um extrator maior. O mesmo aconteceu com o COL, que necessitou de mais operadores nas escalas maiores, e com o valor do CUT que também aumentou para cada escala.

A Tabela 4 mostra as estimativas econômicas obtidas no simulador. O tempo de processo da extração inserido no simulador foi fixado de acordo com o tempo otimizado, 75 min. Entretanto, esse sistema foi composto pelo liofilizador que opera em um período de 18 horas para a remoção da água, definindo, assim, o tempo total do processo e a quantidade de 440 bateladas por ano (VEGGI *et al.*, 2013).

Para a mesma escala, a produtividade é igual independente do cenário seja com a planta em construção ou com planta instalada, pois o rendimento é o mesmo nos processos. Assim, os gastos de CRM, COL e CUT são iguais. O custo de operação é referente aos custos de mão de obra, matéria-prima, utilidades e custos relacionados as instalações (como seguro, taxas de impostos locais, manutenção e depreciação de equipamentos). O investimento total é a soma dos custos de capital fixo diretos e indiretos, relacionados aos custos de equipamento, instalação, construção, engenharia, entre outros, capital de giro e o start up.

Assim, apesar da planta instalada ter o custo de FCI nulo (não há despesas de construção e aquisição de equipamentos), ainda é necessário ter o capital de giro (capital para manter o funcionamento diário de uma planta), no qual nesse estudo foi considerado o valor para cobrir as despesas de mão de obra, matéria-prima e utilidades por um período de 30 dias.

O custo de manufatura (COM) foi alto devido ao elevado custo de equipamentos com o extrator e o liofilizador nos casos em que prevê a construção da planta, mesmo com a matéria-prima apresentando baixo custo assim como a mão de obra.

Na maioria dos casos, COM é maior do que o valor de venda, consequentemente, o custo de operação é maior que a receita gerada anualmente, ou seja, o processo não é viável. Com isso apresenta margens de lucro negativas. O único cenário que se mostrou rentável foi o para a planta instalada na escala de 300 L, que apresenta um lucro bruto de US\$ 8,62/kg de extrato (receita menos o custo de produção) e 12,64% como taxa de margem de lucro bruto. Para que o processo nas outras situações se tornasse viável, seria necessário um valor de venda do extrato maior, levando em conta o mercado, ou reduzir o tempo de processo para possibilitar um maior número de bateladas por ano e assim conseguir aumentar a produção.

O preço de venda foi inserido no *software* como ponto de referência do mercado atual, o valor foi obtido pela cotação direta com um fornecedor de extratos naturais brasileiro. É possível que o preço cotado esteja subestimado, pois não foi disponibilizado nenhuma informação a respeito do processo empregado na obtenção desse extrato e nem sua qualidade.

O valor presente líquido (VPL) permite calcular o valor presente do investimento com base em uma taxa de juros constante. Para que o investimento seja considerado viável, o VPL precisa ser maior do que o valor investido inicialmente (FCI). Ao observar os dados obtidos, os valores negativos de VPL confirmam que as despesas são maiores que as receita, ressaltando que o projeto não é economicamente viável para os extratores de 50 e 100L. Para o extrator de 300 L, o projeto é viável apenas para a situação em que a unidade EFS está instalada e apresenta VPL positivo.

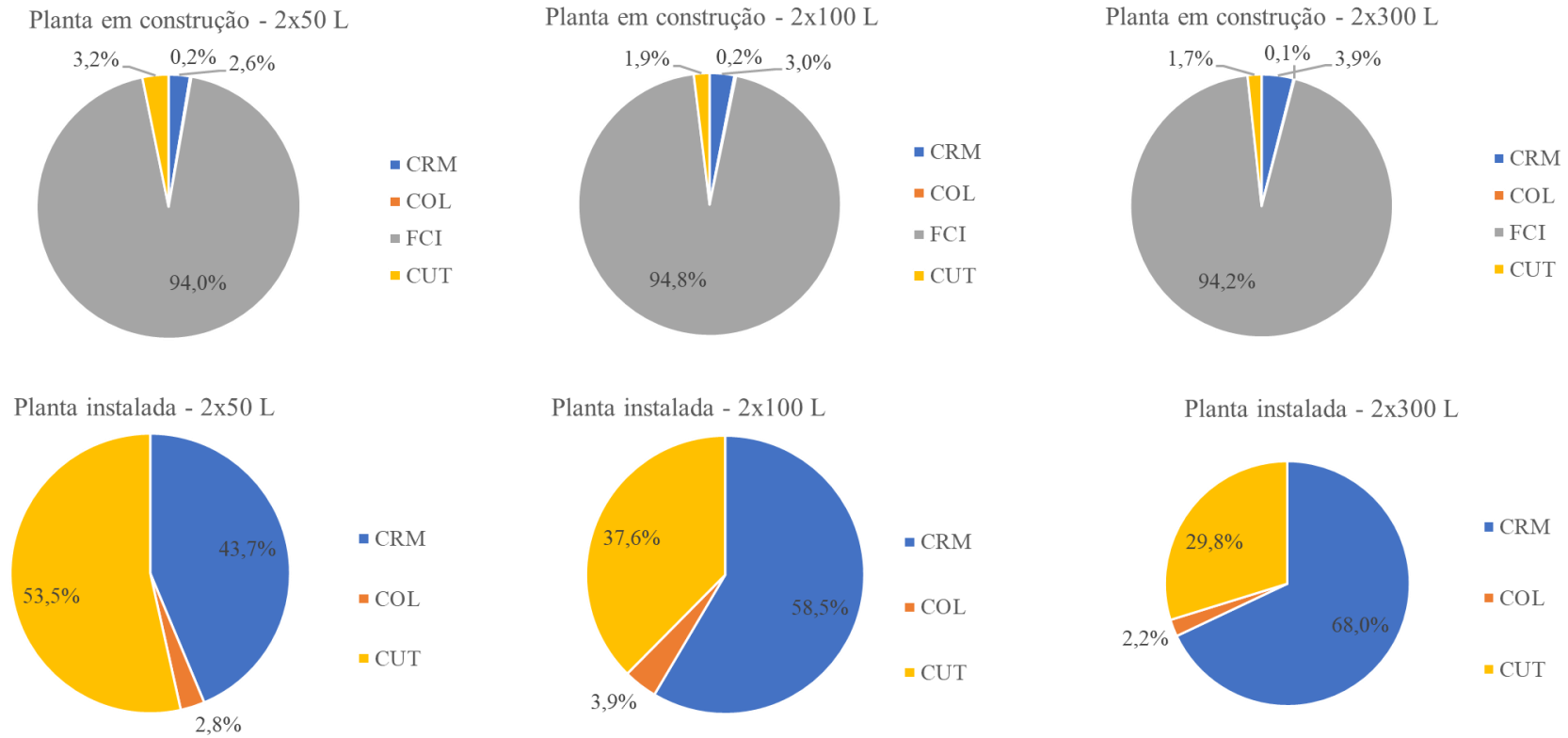
O tempo considerado para a expectativa de vida da planta foi estipulado para 10 anos nesse estudo (Tabela 3), tendo em vista a taxa de depreciação em relação aos equipamentos utilizados. A taxa mínima de atratividade (TMA), se refere ao mínimo que se espera de retorno financeiro de determinada aplicação para ser mais atrativa que outro investimento. Neste estudo, foi definida como sendo 20%, ou seja, o retorno do investimento inicial deve gerar pelo menos 20% de lucro. Essa taxa foi definida em relação à rentabilidade média gerada por um investimento de baixo risco em aplicações no mercado financeiro (taxa de 10%).

O retorno do investimento (ROI) é um índice que calcula a porcentagem que foi recuperada do investimento inicial por ano (VLYSIDIS *et al.*, 2011). Enquanto o *payback* calcula em quanto tempo esse retorno aconteceria em anos. A taxa interna de retorno (TIR) representa a taxa interna da proposta de investimento fornecido pelo fluxo de caixa. Esses dados estão apresentados como N/A para os casos em que o processo não é viável economicamente. Para a simulação com os extratores de 300 L em uma planta instalada, o processo apresentou uma taxa de 127,76 % de ROI, calculou o *payback* em 0,78 anos, ou seja, aproximadamente 9 meses e com a TIR de 134,45 %.

No cenário da planta já construída, para os extratores de 50 e 100 L, o processo não é viável pelo longo tempo de duração de cada batelada, que não permite que a produção aumente fazendo os lucros superarem os custos. Porém, ao analisar o processo com extratores de 300 L, a taxa de produção anual aumenta e o processo se torna viável apresentando uma taxa de *payback* menor que um ano. Desta forma, é possível que uma indústria que opere com a EFS e que já produza extratos naturais a partir de outras fontes possa incluir em seu portfólio a produção do extrato de jatobá.

Muitas indústrias que operam com matéria-prima de origem vegetal têm capacidade ociosa nos períodos de entressafra, no qual a planta não opera em sua capacidade máxima, o que reduz o lucro. Caso o jatobá seja adicionado ao portfólio dessas empresas seria uma forma aumentar os lucros durante esse período, que seria o custo de oportunidade. No estado de São Paulo existem duas indústrias que utilizam a tecnologia da extração com fluido supercrítico. A Rubian, que utiliza matrizes vegetais como lúpulo e sementes de maracujá (RUBIAN, 2020), e a Bioativos, que trabalha com o tratamento e processamento de algas, gengibre, lúpulo, camomila, bagaço de cana, cravo, entre outros (BIOATIVOS GROUP, 2020).

Figura 5: Contribuição dos componentes do COM no processo EFS com liofilizador para as três escalas considerando a planta em construção e a planta instalada.



Fonte: produção dos próprios autores.

Nota: CRM: custo da matéria-prima; FCI: capital fixo de investimento; COL: custo de mão de obra operacional; CUT: custo de utilidades.

Tabela 4: Parâmetros econômicos do processo EFS em diferentes escalas para o liofilizador.

| | | Aumento de escala para extratores | | | | | |
|---|-----------------|-----------------------------------|---------------|------------|----------------|--------------|----------------|
| | | 2 X 50 L | | 2 X 100 L | | 2 X 300 L | |
| Planta Industrial | | Instalada | Em construção | Instalada | Em construção | Instalada | Em construção |
| Produtividade | ton/ano | 3,87 | 3,87 | 7,75 | 7,75 | 23,23 | 23,23 |
| Investimento total | US\$ | 32.000,00 | 5.930.000,00 | 49.000,00 | 10.311.000,00 | 125.000,00 | 23.782.000,00 |
| Custo de operação | US\$/ano | 359.000,00 | 1.563.000,00 | 537.000,00 | 2.631.000,00 | 1.384.000,00 | 6.213.000,00 |
| Receita | US\$/ano | 264.000,00 | 264.000,00 | 529.000,00 | 529.000,00 | 1.584.000,00 | 1.584.000,00 |
| Custo de manufatura (COM) | US\$/kg extrato | 92,69 | 403,43 | 69,29 | 339,40 | 59,58 | 267,45 |
| Preço de venda do extrato | US\$/kg extrato | 68,20 | 68,20 | 68,20 | 68,20 | 68,20 | 68,20 |
| Margem de lucro bruto | % | -35,91 | -491,54 | -1,60 | -397,65 | 12,64 | -292,16 |
| Valor presente líquido (VPL) | US\$ | -479.000,00 | -8.578.000,00 | -72.000,00 | -14.161.000,00 | 718.000,00 | -31.584.000,00 |
| Taxa de retorno do investimento (ROI) | % | N/A | N/A | N/A | N/A | 127,76 | N/A |
| Tempo de retorno do investimento (<i>payback</i>) | Anos | N/A | N/A | N/A | N/A | 0,78 | N/A |
| Taxa interna de retorno (TIR) | % | N/A | N/A | N/A | N/A | 134,45 | N/A |

Fonte: SuperPro Designer®

5.2. Custo de manufatura do processo empregando o *spray dryer* como operação de remoção de água

A Figura 6 apresenta o percentual de contribuição de cada parcela do COM para as três escalas estudadas nos dois cenários avaliados, planta em construção e planta instalada.

No cenário em que foi considerado o investimento inicial (planta em construção), como visto na simulação com o liofilizador, o maior influenciador foi o custo de FCI, o qual representa o conjunto de gastos envolvendo o custo com o extrator e *spray dryer*. E para o cenário com a planta já construída (custo de FCI nulo), o CRM apresenta a maior fração do COM.

O custo de mão de obra (COL) obteve a menor parcela nas duas configurações da planta, pois há uma pequena demanda de operadores (Tabela 3) visto que os processos EFS são automatizados.

O custo de matéria-prima aumenta conforme o aumento de escala devido ao maior consumo dos componentes na planta industrial e representa a maior parcela do COM para este cenário.

O valor do custo de utilidades aumenta a cada escala, porém como os dados estão apresentados em percentual na Figura 6, é possível notar que sua representatividade no COM reduz a cada escala. Isso ocorre devido ao aumento de produtividade.

A Tabela 5 mostra as estimativas da viabilidade econômica obtidos no simulador. Assim como no processo anterior, o tempo de processo da extração inserido no simulador foi fixado de acordo com o tempo otimizado, 75 min. Porém, neste caso, o equipamento utilizado para realizar a remoção de água é o *spray dryer* que conta com um tempo de operação de 3 horas. Sendo assim, o número de ciclos para o processo resultou em 2640 bateladas anuais.

A produtividade aumenta proporcionalmente conforme o aumento de escala, porém é igual nas simulações da planta em construção e instalada, pois o processo de extração tem o mesmo tempo. Entretanto, o investimento total e o custo de operação não evoluem da mesma

forma. Isso ocorre devido ao aumento de escala, fazendo o custo médio por unidade produzida diminuir. Para o cenário com a planta instalada, o investimento total é referente apenas ao capital de giro, pois é considerado que FCI é nulo.

Para que um projeto possa ser viável, o primeiro requisito a ser atendido é que a receita seja maior do que o custo de manufatura. Com isso, se obtém uma margem de lucro positiva. Entretanto, se a margem de lucro não for grande o suficiente para recuperar o valor investido, o projeto mesmo tendo uma margem de lucro não será viável economicamente. Isso é o que acontece para a simulação com os extratores de 300 L em construção, neste caso, é gerado uma margem de lucro de 1,15%. Para as escalas de 50 e 100 L com as plantas em construção, a receita é menor que o custo de manufatura, portanto o projeto fica inviável. Para as plantas instaladas nas três escalas, a margem de lucro foi positiva e alta.

Observou-se que o VPL para as plantas já construídas foi positivo para todas as escalas, indicando que o projeto é viável. Para as plantas em construção de 50 e 100 L, o processo não é viável devido ao VPL negativo. Para os extratores de 300 L, a receita foi maior do que os custos de produção, porém o VPL também foi negativo. Isso ocorreu porque a margem de lucro é pequena para viabilizar a construção de uma planta de produção no período definido (vida útil do projeto).

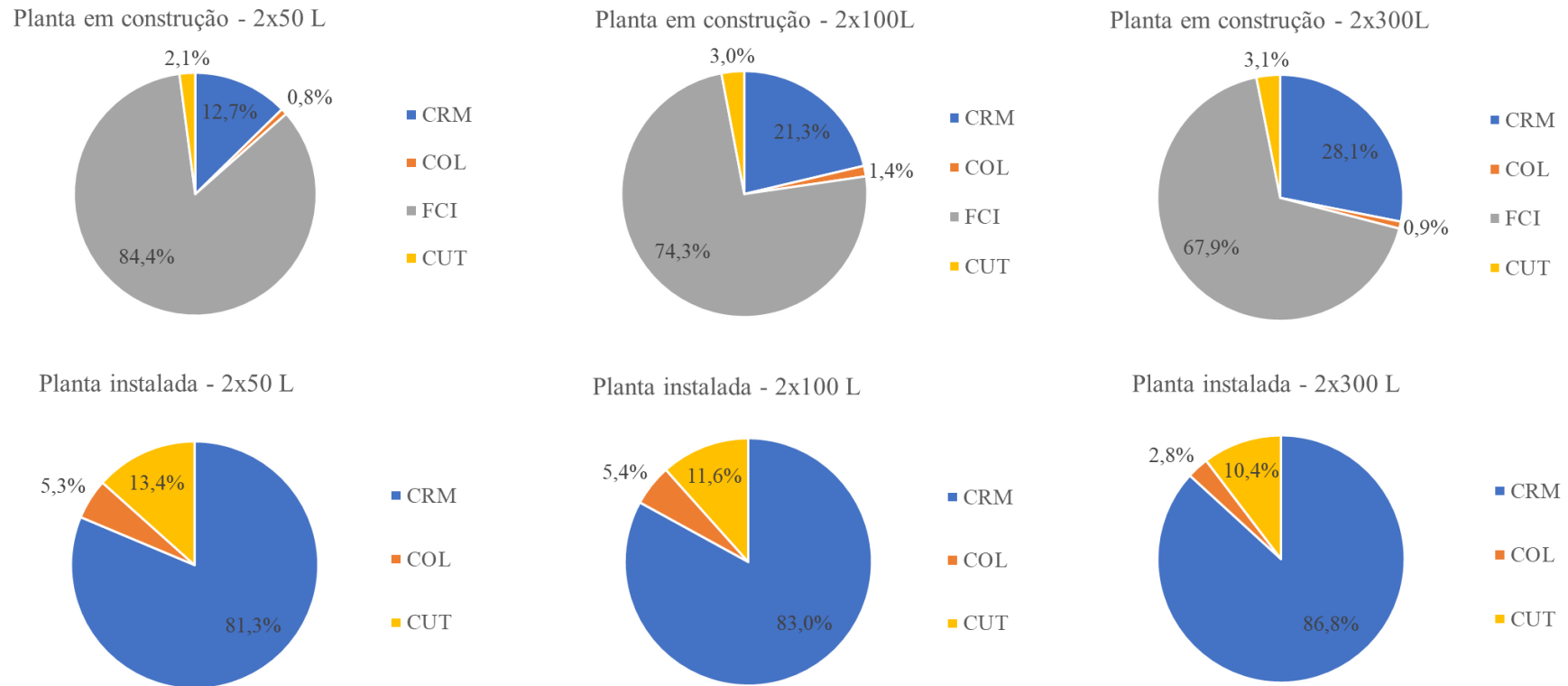
Além disso, notou-se que, a cada aumento de escala nas plantas já construídas, o processo se tornou mais acessível com a redução do *payback*, isso é observado também nos valores de ROI e margem de lucro bruta, as quais aumentam conforme o aumento de escala. Dessa forma, a melhor condição encontrada foi para a escala de 300L instalada, apresentando a margem de lucro de 31,32%, *payback* em 0,25 anos (3 meses) e o ROI de 403,04%. Sendo assim, apresentou o menor COM entre as simulações utilizando o *spray dryer*. Para os cenários em que o investimento não é viável, o *payback*, o ROI e o TIR são apresentados como “N/A”.

Para este cenário foram considerados os mesmos parâmetros de tempo de vida útil do projeto e taxa de atratividade utilizados no cenário com o liofilizador (10 anos e 20%, respectivamente).

O TIR foi determinado para as simulações com a planta instalada referentes aos projetos viáveis conforme os parâmetros anteriormente analisados. Essa taxa pode ser comparada com a taxa mínima de atratividade (TMA), no qual para casos que a TIR for maior que a TMA o projeto pode ser considerado viável, pois o investimento tem o rendimento maior que uma aplicação livre de riscos. Assim, todos os cenários com a planta instalada são recomendáveis utilizando esse critério.

Portanto, o processo envolvendo o *spray dryer* é recomendado em plantas que já tenham o site produtivo construído, sendo uma ótima opção adicionar a casca do jatobá ao portfólio em períodos que a demanda dos outros produtos for menor.

Figura 6: Contribuição dos componentes do COM no processo EFS com *spray dryer* para as três escalas considerando a planta em construção e a planta instalada.



Fonte: produção dos próprios autores.

Nota: CRM: custo da matéria-prima; FCI: capital fixo de investimento; COL: custo de mão de obra operacional; CUT: custo de utilidades.

Tabela 5: Parâmetros econômicos do processo EFS em diferentes escalas para o *spray dryer*.

| Planta Industrial | | Aumento de escala para extratores | | | | | |
|---|-----------------|-----------------------------------|---------------|--------------|---------------|---------------|---------------|
| | | 2 X 50 L | | 2 X 100 L | | 2 X 300 L | |
| | | Instalada | Em construção | Instalada | Em construção | Instalada | Em construção |
| Produtividade | ton/ano | 23,24 | 23,24 | 46,51 | 46,51 | 139,39 | 139,39 |
| Investimento total | US\$ | 107.000,00 | 6.785.000,00 | 207.000,00 | 7.140.000,00 | 591.000,00 | 14.891.000,00 |
| Custo de operação | US\$/ano | 1.182.000,00 | 2.543.000,00 | 2.299.000,00 | 3.711.000,00 | 6.529.000,00 | 9.397.000,00 |
| Receita | US\$/ano | 1.585.000,00 | 1.585.000,00 | 3.172.000,00 | 3.172.000,00 | 9.507.000,00 | 9.507.000,00 |
| Custo de manufatura (COM) | US\$/kg extrato | 50,86 | 109,41 | 49,43 | 79,80 | 46,84 | 67,41 |
| Preço de venda | US\$/kg extrato | 68,20 | 68,20 | 68,20 | 68,20 | 68,20 | 68,20 |
| Margem de lucro bruto | % | 25,43 | -60,42 | 27,52 | -17,01 | 31,32 | 1,15 |
| Valor presente líquido (VPL) | US\$ | 1.494.000,00 | -7.283.000,00 | 3.249.000,00 | -5.428.000,00 | 11.257.000,00 | -5.354.000,00 |
| Taxa de retorno do investimento (ROI) | % | 302,44 | N/A | 336,83 | N/A | 403,04 | N/A |
| Tempo de retorno do investimento (<i>payback</i>) | Anos | 0,33 | N/A | 0,30 | N/A | 0,25 | N/A |
| Taxa interna de retorno (TIR) | % | 343,20 | N/A | 403,52 | N/A | 750,86 | N/A |

Fonte: SuperPro Designer

5.3. Comparação dos cenários

Em todas as simulações, o uso do *spray dryer* na remoção de água obteve um melhor resultado. Observando as Figura 5 e 7 foi possível notar que, a parcela responsável pelos custos de instalação das plantas em construção tem representatividades bem distintas no liofilizador (94,2% em extrator de 300 L) e no *spray dryer* (67,9% em extrator de 300 L). Essa diferença ocorre devido ao custo do liofilizador ser pelo menos quatro vezes mais caro do que o *spray dryer* e a produtividade em cada tipo de processo. Como a batelada do liofilizador é mais longa (18 horas), acaba tendo menor capacidade de produção comparado ao *spray dryer* (3 horas). Com isso, a representatividade dos custos com matéria-prima também é bem distinta, com o liofilizador (extrator 300 L) tendo 3,9% no CRM enquanto a planta com o *spray dryer* tem 28,1% empregados no CRM.

Assim, o investimento é recomendado utilizando o método de secagem por *spray dryer* com a planta construída nas três escalas analisadas, ou seja, em uma empresa que já tenha a infraestrutura para o processo de EFS e que consiga utilizar sua capacidade excedente para ter uma rentabilidade maior.

Outro ponto que deve ser analisado é sobre a qualidade do extrato após passar pela secagem no *spray dryer* e no liofilizador. Maia (2019) realizou um trabalho da secagem do extrato da casca do jambo obtida pelo método de extração convencional e realizou a secagem do extrato por meio dos dois equipamentos, e concluiu que, em comparação com o liofilizador, o *spray dryer* conservou os compostos bioativos da casca, preservando os compostos antioxidantes utilizados na indústria. Um outro estudo foi feito pela Aquino (2008) foi para comparar a diferença na composição da gema do ovo do avestruz desidratada por diferentes métodos de secagem. Foram analisadas as gemas desidratadas pelo liofilizador e pelo *spray dryer*. De acordo com os resultados, o liofilizador conservou melhor o teor lipídico e proteico e com menos colesterol comparado ao *spray dryer*. Portanto, observando os estudos de Maia (2019) e Aquino (2008), não é possível afirmar que a qualidade do extrato obtido na etapa eliminação da água do extrato seja o mesmo nos dois métodos avaliados. Uma análise de

composição química dos extratos avaliando sua qualidade do extrato seria fundamental na decisão do melhor cenário.

6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA PROJETOS FUTUROS

Com todas essas análises feitas, pode se concluir que o projeto de produção do extrato de jatobá é viável em plantas já construídas com o *spray dryer* nas três escalas estudadas e com um tempo de retorno do investimento baixo. O projeto se mostrou possível também com a planta construída em extrator de 300 L com liofilizador como método de remoção da água, apresentando um baixo tempo de retorno do investimento. A diferença no tempo de batelada entre esses equipamentos é um dos fatores que contribui para que os empreendimentos com o uso do *spray dryer* sejam mais viáveis. Entretanto, seria necessário avaliar se o processo com *spray dryer* mantém a qualidade dos componentes desejados.

Além disso, uma alternativa para a viabilidade do processo utilizando o liofilizador seria o estudo da adição de um tanque de armazenamento do extrato antes do equipamento de remoção de água, assim o processo de extração poderia ser realizado enquanto o liofilizador estivesse operando, diminuindo o tempo de batelada.

O processo não se mostrou rentável nas plantas a serem construídas para os casos em que a margem de lucro foi baixa ou negativa e que apresentaram VPL menor que zero. Como não se tem informação quanto à qualidade do extrato cotado, não é possível mensurar se este valor estaria sendo estimado corretamente ou não.

O processo é mais atrativo para plantas industriais já existentes, devido à parcela que mais afeta o custo da produção ser os custos referentes à instalação, como taxas de manutenção e o investimento inicial com a compra dos equipamentos. Algumas sugestões para reduzir esse custo seriam realizar cotações diretas com fornecedores dos equipamentos e verificar a viabilidade da compra dos equipamentos para montagem, e assim analisar se o projeto em plantas novas se torna mais rentável.

Porém, há empresas que já possuem a infraestrutura para a extração por EFS por ser uma tecnologia “limpa”, que não produz resíduos tóxicos, e por apresentar uma qualidade superior ao método convencional. Além disso, essas indústrias geralmente têm como matéria-prima outras matrizes vegetais (plantas, frutas, cascas), no qual podem enfrentar períodos

entressafra, ocasionando capacidade ociosa na produção. Assim, é possível adicionar o Jatobá em seu catálogo de produção para utilizar essa capacidade excedente da indústria e aumentar sua rentabilidade.

Como trabalhos futuros se propõe avaliar o custo da implementação do liofilizador ou o spray dryer em uma planta EFS já construída. Para verificar a viabilidade do processo em plantas que não tenham o equipamento de remoção de água (como o liofilizador ou *spray dryer*), mas que podem adicionar a EFS da casca do Jatobá com o cossolvente (água).

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGHEL, Nasrin et al. **Supercritical carbon dioxide extraction of Mentha pulegium L. essential oil**. Talanta, v. 62, n. 2, p. 407-411, 2004.

AGUIAR, Ana Carolina et al. Economic analysis of oleoresin production from malagueta peppers (Capsicum frutescens) by supercritical fluid extraction. **The Journal of Supercritical Fluids**, v. 133, p. 86-93, 2018.

AGUIAR, Ana Carolina et al. Economic evaluation of supercritical fluid and pressurized liquid extraction to obtain phytonutrients from biquinho pepper: analysis of single and sequential-stage processes. **The Journal of Supercritical Fluids**, p. 104935, 2020.

AQUINO, Jailane de Souza et al. Análise dos constituintes de gema de ovo de avestruz desidratada por meio de duas metodologias de secagem. **Revista do Instituto Adolfo Lutz (Impresso)**, v. 67, n. 3, p. 190-195, 2008.

ATHIMULAM, A. et al. Modelling and optimization of Eurycoma longifolia water extract production. **Food and Bioproducts Processing**, v. 84, n. 2, p. 139-149, 2006.

BACEN, Banco Central – **Cotações e Boletins**. Disponível em: <<https://www4.bcb.gov.br/pec/taxas/port/ptaxnpesq.asp?frame=1>>. Acesso em: 18 de março de 2020.

BIOATIVOS GROUP – **Catálogo de Produtos**. Disponível em: <<http://bioativosgroup.com.br/produtos-servicos/#extratos>>. Acesso em 02 de maio de 2020.

BLOCK, Lawrence H. Scale up of liquid and semisolid manufacturing processes. **Pharmaceutical Technology**, v. 26, p. 26-33, 2005.

BRUNNER, Gerd. Supercritical fluids: technology and application to food processing. **Journal of food engineering**, v. 67, n. 1-2, p. 21-33, 2005.

CANABARRO, Nicholas I. et al. Techno-economic evaluation and mathematical modeling of supercritical CO₂ extraction from *Eugenia uniflora* L. leaves. **Journal of Applied Research on Medicinal and Aromatic Plants**, v. 18, p. 100261, 2020.

CARRILHO, Emanuel; TAVARES, Maria Cecília H.; LANÇAS, Fernando M. Fluidos supercríticos em química analítica. I. Cromatografia com fluido supercrítico: conceitos termodinâmicos. **Química nova**, v. 24, n. 4, p. 509-515, 2001.

CARVALHO, Pedro IN et al. Techno-economic evaluation of the extraction of turmeric (*Curcuma longa* L.) oil and ar-turmerone using supercritical carbon dioxide. **The Journal of Supercritical Fluids**, v. 105, p. 44-54, 2015.

CAVALCANTI, Rodrigo N.; ALBUQUERQUE, Carolina LC; MEIRELES, M. Angela A. Supercritical CO₂ extraction of cupuassu butter from defatted seed residue: Experimental data, mathematical modeling and cost of manufacturing. **Food and bioproducts processing**, v. 97, p. 48-62, 2016.

CLAVIER JY, Perrut M. Scale-Up Issues for Supercritical Fluid Processing in Compliance with GMP. In: Supercritical Fluid Technology for Drug Product Development. Drugs and the Pharmaceutical Sciences. **Informa Healthcare**, 2004.

Cunha, Vania B. et al., Extração Supercrítica: simulação do sistema solvente + cossolvente com o Aspen Hysis. **Química: Inovação e Empreendedorismo**, 2017

DEL VALLE, J. M.; JIMÉNEZ, M.; DE LA FUENTE, J. C. Extraction kinetics of pre-pelletized Jalapeño peppers with supercritical CO₂. **The Journal of supercritical fluids**, v. 25, n. 1, p. 33-44, 2003.

FERNANDES JM, Jatobá (*Hymenaea courbaril* L. – Leguminosae, Caesalpinioideae): Uso Medicinal, Cultivo e Contribuições para a espécie. **Educação Ambiental em Ação**, 2006.

FERREIRA, Samantha Cardoso et al. Simulação do processo de geração do ClO₂ em uma indústria de fabricação de papel. **Brazilian Journal of Production Engineering-BJPE**, v. 5, n. 2, p. 181-190, 2019.

HAYDARY, Juma. Chemical Process Design and Simulation: Aspen Plus and Aspen Hysys Applications. **John Wiley & Sons**, 2019

INTELLIGEN - Super Pro Designer. **Intelligen Inc.** Disponível em: <http://www.intelligen.com/superpro_overview.html>. Acesso em: 22 junho 2019.

JOHNER, Julio CF et al. Kinetic behavior and economic evaluation of supercritical fluid extraction of oil from pequi (Caryocar brasiliense) for various grinding times and solvent flow rates. **The Journal of Supercritical Fluids**, v. 140, p. 188-195, 2018.

KEMOLO, Freeze Drying Solution. **Products**. Disponível em: <<http://www.kemolo.com/?fproducts/12>>. Acesso em: 26 de junho de 2020.

KHODDAMI, Ali; WILKES, Meredith A.; ROBERTS, Thomas H. Techniques for analysis of plant phenolic compounds. **Molecules**, v. 18, n. 2, p. 2328-2375, 2013.

LADEIRA H. M. S, FILHO B. E. P., 2005, “Estudo do Dióxido de Carbono, CO₂, operando como Fluido Refrigerante em Sistemas de Refrigeração”. In: 15º POSMEC - Simpósio do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Uberlândia – MG.

LEITÃO, NCMCS et al. Anacardium occidentale L. leaves extraction via SFE: Global yields, extraction kinetics, mathematical modeling and economic evaluation. **The Journal of Supercritical Fluids**, v. 78, p. 114-123, 2013.

LEE, Chai Siah et al. Techno-economic assessment of scale-up of bio-flocculant extraction and production by using okra as biomass feedstock. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 132, p. 358-369, 2018.

LIMA, Micael de Andrade; CHARALAMPOPOULOS, Dimitris; CHATZIFRAGKOU, Afroditi. Optimisation and modelling of supercritical CO₂ extraction

process of carotenoids from carrot peels. **The journal of supercritical fluids**, v. 133, p. 94-102, 2018.

LORENZI, H.; MATOS, FJA Plantas medicinais no Brasil: nativas e exóticas cultivadas. **Instituto Plantarum**, p. 512., 2002.

MAIA, Juliana Leão. Microencapsulação do extrato do jambo vermelho (*Syzygium malaccense* L.) utilizando *spray dryer* e liofilizador. 2019.

MARTÍNEZ, Julian.; MONTEIRO, A.R.; ROSA, P.T.V.; MARQUES, M.O.M.; MEIRELES, M.A.A. Multicomponent model to describe extraction of ginger oleoresin with supercritical carbon dioxide. **Industrial Engineering of Chemistry Research**, v. 42, p. 1057-63, 2003.

MARTÍNEZ, Julian; SILVA, Luiz Paulo Sales. Scale-up of extraction processes. **Natural Product Extraction: Principles and Applications**. London: **Royal Society of Chemistry Publishing**, p. 363-398, 2013.

MARTINS, E. R.; CASTRO, D. M.; CASTELLANI, D. C.; DIAS, J. E. **Plantas medicinais**, p.220, 1994.

MATILHA, Alex; CARDOZO FILHO, Lúcio; WOLFF, Fred. Simulação do processo de desterpenação supercrítica do óleo essencial de laranja. **Acta Scientiarum. Technology**, v. 23, p. 1433-1437, 2001.

MEIRELES, M. Angela A. Supercritical extraction from solid: process design data (2001–2003). **Current Opinion in Solid State and Materials Science**, v. 7, n. 4-5, p. 321-330, 2003.

MENEZES FILHO, Antonio Carlos Pereira et al. Avaliação de diferentes solventes para extração dos compostos fenólicos totais da farinha do fruto Calabura (*Muntingia calabura* Linn.). **Biota Amazônia** (Biote Amazonie, Biota Amazonia, Amazonian Biota), v. 9, n. 2, p. 21-23, 2019.

NÁTHIA-NEVES, Grazielle et al. Process integration for recovering high added-value products from *Genipa americana* L.: Process optimization and economic evaluation. **The Journal of Supercritical Fluids**, p. 104897, 2020.

OLIVEIRA, A. K. M. et al. Ethnobotany and traditional medicine of the inhabitants of the Pantanal Negro sub-region and the raizeiros of Miranda and Aquidauna, Mato Grosso do Sul, Brazil. **Brazilian Journal of Biology**, v. 71, n. 1, p. 283-289, 2011.

PANIZZA S. Plantas que curam: cheiro de mato. 17 ed. São Paulo: **IBRASA**, p. 152-153, 1997.

PENEDO, Pedro LM; COELHO, Gerson LV. Desenvolvimento e projeto de uma unidade de extração supercrítica para purificação de óleos vegetais. **Food Science and Technology**, v. 17, n. 4, p. 377-379, 1997.

PEREIRA, Rúbner Gonçalves et al. Supercritical fluid extraction of phyllanthin and niranthin from *Phyllanthus amarus* Schum. & Thonn. **The Journal of Supercritical Fluids**, v. 127, p. 23-32, 2017.

PÉREZ SÁNCHEZ, Amaury et al. Techno-economic evaluation and conceptual design of a liquid biofertilizer plant. **Revista Colombiana de Biotecnología**, v. 20, n. 2, p. 6-18, 2018.

PERRUT, Michel. Supercritical fluid applications: industrial developments and economic issues. **Industrial & engineering chemistry research**, v. 39, n. 12, p. 4531-4535, 2000.

PRADO, Ivor M. et al. Supercritical CO₂ and low-pressure solvent extraction of mango (*Mangifera indica*) leaves: Global yield, extraction kinetics, chemical composition and cost of manufacturing. **Food and bioproducts processing**, v. 91, n. 4, p. 656-664, 2013.

PRADO, Ivor Martin do et al. Uso de simulador no estudo de aumento de escala e viabilidade econômica do processo de extração supercrítica de produtos naturais, 2009.

PRADO, Juliana M.; VEGGI, Priscilla C.; MEIRELES, M. Angela A. Scale-Up Issues and Cost of Manufacturing Bioactive Compounds by Supercritical Fluid Extraction and Ultrasound Assisted Extraction. In: **Global Food Security and Wellness**. Springer, New York, NY., p. 377-433, 2017.

PRADO, Juliana M. et al. Supercritical fluid extraction of grape seed: Process scale-up, extract chemical composition and economic evaluation. **Journal of Food Engineering**, v. 109, n. 2, p. 249-257, 2012.

PRADO, Juliana M.; PRADO, G.H.C.; MEIRELES, M.A.A. Scale-up study of supercritical fluid extraction process for clove and sugarcane residue. **Journal of Supercritical Fluids**, v. 56, p. 231-237, 2011.

QUISPE CONDORI, Socrates et al. Determinação de parâmetros de processos nas diferentes etapas da extração supercrítica de produtos naturais: *Artemisia annua*, *Cordia verbenacea*, *Ocimum selloi* e *Foeniculum vulgare*. 2005.

RAIN TREE – **The Tropical Data Base**. Disponível em: <<https://www.rain-tree.com/jatoba.htm>> Acesso em: 20 de maio de 2020.

REJOWSKI JUNIOR, R., As Novas Fronteiras e os Desafios da Simulação de Processos Químicos, **Revista Brasileira de Engenharia Química**, v. 34 – nº 1, p. 7-11, 2018.

ROCHA-URIBE, José Antonio; NOVELO-PÉREZ, Jorge Iván; RUIZ-MERCADO, Claudia Araceli. Cost estimation for CO₂ supercritical extraction systems and manufacturing cost for habanero chili. **The Journal of Supercritical Fluids**, v. 93, p. 38-41, 2014.

RODRIGUES, Michelle FF et al. Techno-economic evaluation of artemisinin extraction from *Artemisia annua* L. using supercritical carbon dioxide. **Industrial crops and products**, v. 132, p. 336-343, 2019.

ROSA, P.T.V.; MEIRELES, M.A.M. Rapid estimation of the manufacturing cost of extracts obtained by supercritical fluid extraction. **Journal of Food Engineering**, v. 67, p. 235-240, 2005.

ROULF, S.A.; DOUGLAS, S.A.; MOO-YOUNG, M.; SCHARER J. M. Computer simulation for large scale bioprocess design. **Biochemical Engineering Journal**, v. 8, p. 229–234, 2001.

RUBIAN – Rubian Extratos. **Plataforma de produtos**. Disponível em: <<https://www.rubian.com.br/>>. Acesso em 02 de maio de 2020.

SACRAMENTO, Anne Argolo; MARTINS FILHO, Ismar Eduardo; DOS REIS, Luana Araújo. Estudo Etnobotânico das plantas medicinais comercializadas na principal feira livre num município do interior do Sudoeste Baiano. **Revista Enfermagem Atual InDerme**, v. 89, n. 27, 2019.

SAJFROTOVÁ, M.; SOVOVÁ, H.; HOPLETAL, L.; BARTIOVÁ, M. Near-critical extraction of β -sitosterol and scopoletin from stinging nettle roots. **Journal of Supercritical Fluids**, v. 35, p. 111-118, 2005.

SHANLEY P., MEDINA G. Frutíferas e Plantas Úteis na Vida Amazônica. **100 Árvores do Cerrado: guia de campo**. Brasília, Ed. Rede de Sementes do Cerrado, 2005.

SOLDAN, Ana Carolina Fornereto et al. Extração supercrítica de oleorresina de resíduo de pimenta *Capsicum annuum* (Jalapenho). 2020.

STUBBLEBINE, Will; LANGENHEIM, Jean H. Estudos comparativos da variabilidade na composição de resina da folha entre árvore parental e progênie de espécies selecionadas de *Hymenaea L.* (Leguminosae, Caesalpinioideae, tribo Detarieae). II-Comparação de Populações Amazônicas adicionais com uma População do Sudeste Brasileiro. **Acta Amazonica**, v. 10, n. 2, p. 293-309, 1980.

TOUMI, Abdelaziz et al. Design and optimization of a large scale biopharmaceutical facility using process simulation and scheduling tools. **Pharmaceutical Engineering**, v. 30, n. 2, p. 1-9, 2010.

TREES, Buriti. Use of a Commercial Process Simulator to Estimate the Cost of Manufacturing (COM) of Carotenoids Obtained Via Supercritical Technology from Palm, 2009.

TURTON R., BALLE R., WHITING W., SHAELWITZ J., **Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes**, Pretence Hall, 2009.

VEGGI, Priscilla Carvalho et al. Obtenção de compostos fenólicos de plantas brasileiras via tecnologia supercrítica utilizando cossolventes e extração assistida por ultrassom. **Doutorado Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas**, Campinas, 2013.

VEGGI, Priscilla C.; CAVALCANTI, Rodrigo N.; MEIRELES, M. Angela A. Production of phenolic-rich extracts from Brazilian plants using supercritical and subcritical fluid extraction: experimental data and economic evaluation. **Journal of Food Engineering**, v. 131, p. 96-109, 2014.

VIGANÓ, Juliane; ZABOT, Giovani L.; MARTÍNEZ, Julian. Supercritical fluid and pressurized liquid extractions of phytonutrients from passion fruit by-products: economic evaluation of sequential multi-stage and single-stage processes. **The Journal of Supercritical Fluids**, v. 122, p. 88-98, 2017.

Vila Veg – **Plataforma de produtos**. Disponível em: <<http://www.vilaveg.com.br/pd-48bc5b-jatoba-casca-250g.html>>. Acesso em: 26 de junho de 2020.

VLYSIDIS, Anestis et al. A techno-economic analysis of biodiesel biorefineries: assessment of integrated designs for the co-production of fuels and chemicals. **Energy**, v. 36, n. 8, p. 4671-4683, 2011.

ZABOT, Giovani L.; MORAES, Moyses N.; MEIRELES, M. A. A. Process integration for producing tocotrienols-rich oil and bixin-rich extract from annatto seeds: A techno-economic approach. **Food and Bioproducts Processing**, v. 109, p. 122-138, 2018.